

(12) 按照专利合作条约所公布的国际申请

(19) 世界知识产权组织
国际局



(43) 国际公布日:
2001年1月4日(04.01.2001)

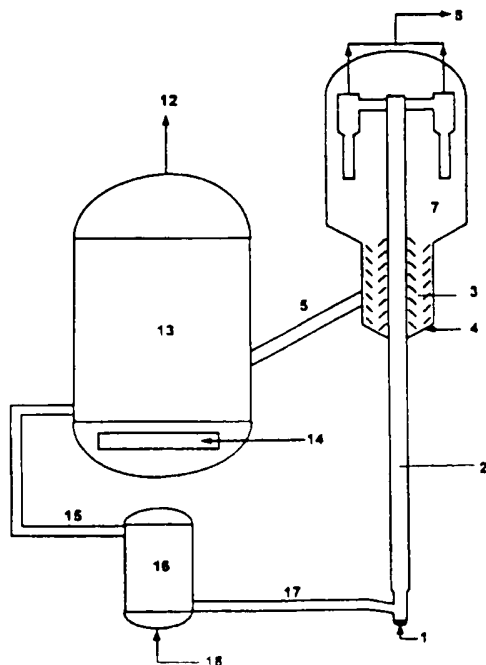
PCT

(10) 国际公布号:
WO 01/00751 A1

- (51) 国际分类号⁷: C10G 31/00 (72) 发明人: 许友好(XU, Youbao); 张久顺(ZHANG, Jiushun); 龙军(LONG, Jun); 汪燮卿(WANG, Xieqing); 张瑞驰(ZHANG, Ruichi); 杨铁男(YANG, Yinan); 龚剑洪(GONG, Jianhong); 中国北京市海淀区学院路18号, Beijing 100083 (CN).
- (21) 国际申请号: PCT/CN00/00171 (74) 代理人: 中国专利代理(香港)有限公司(CHINA PATENT AGENT (H.K.) LTD.); 中国香港特别行政区湾仔港湾道23号鹰君中心22字楼, Wanchai, Hong Kong Special Administrative Region (CN).
- (22) 国际申请日: 2000年6月22日(22.06.2000) (81) 指定国(国家): JP
- (25) 申请语言: 中文 (84) 指定国(地区): 欧洲专利(AT, BE, CH, CY, DE, DK, ES, FI, FR, GB, GR, IE, IT, LU, MC, NL, PT, SE)
- (26) 公布语言: 中文
- (30) 优先权:
99109196.5 1999年6月23日(23.06.1999) CN
00102981.9 2000年3月14日(14.03.2000) CN
00103283.6 2000年3月23日(23.03.2000) CN
- (71) 申请人: 中国石油化工集团公司 (CHINA PETROCHEMICAL CORPORATION) [CN/CN]; 中国北京市朝阳区惠新东街甲6号, Beijing 100029 (CN). 中国石油化工集团公司石油化工科学研究院 (RESEARCH INSTITUTE OF PETROLEUM PROCESSING, SINOPEC) [CN/CN]; 中国北京市海淀区学院路18号, Beijing 100083 (CN).
- 本国际公布:
— 包括国际检索报告。
— 在修改权利要求的期限届满之前进行, 在收到该修改后将重新公布。
- 所引用双字母代码和其它缩写符号, 请参考刊登在每期PCT公报期刊起始的“代码及缩写符号简要说明”。

(54) Title: CATALYTIC CONVERSION PROCESS FOR REDUCING OLEFIN, SULFUR AND NITROGEN CONTENTS IN GASOLINE

(54) 发明名称: 降低汽油中烯烃及硫、氮含量的催化转化方法



Abstract: Catalytic conversion process for reducing olefin, sulfur and nitrogen contents in gasoline. The pre-heated gasoline material is contacted with catalyst with the amount of carbon deposition ≥ 2.0 wt% and temperature of below 600°C . The reaction product is separated and the used catalyst is stripped, regenerated for reuse. By means of the process, the gasoline product has olefine content reduced to below 20 wt%, and sulfur and nitrogen contents reduced remarkably.

[见续页]

WO 01/00751 A1

降低汽油中烯烃及硫、氮含量的催化转化方法

发明领域

5 本发明属于石油烃的催化转化方法，具体地说，是属于降低汽油中烯烃及硫、氮含量的催化转化方法。

现有技术描述

近些年来，世界各国的环保法规都对汽、柴油的质量提出了日益严格的要求，尤其是对汽油的烯烃含量、硫含量、苯含量等指标的要求越来越苛刻。因此，来自环保方面的要求已经成为促进各项炼油技术进一步向前发展的主要推
10 动力，而较为传统的催化裂化技术更是首当其冲。

常规的催化裂化反应过程主要包括以下步骤：(1)新鲜原料油经换热后与回炼油混合、由提升管反应器下部的喷嘴注入，在提升管反应器中与来自再生器的高温再生催化剂接触，随即汽化并进行反应。油气在提升管内的停留时间
15 很短，一般经几秒钟后即进入沉降器，由旋风分离器分离出夹带的催化剂后离开反应器去后续分馏系统。(2)积有焦炭的催化剂，即待生催化剂，由沉降器落入下面的汽提段；汽提段内装有多层人字形挡板并在底部通入过热蒸汽，待生催化剂孔隙内和催化剂颗粒之间的油气被水蒸汽置换出而返回沉降器；经汽提后的待生催化剂通过待生斜管进入再生器。(3)再生器的主要作用是烧去催
20 化剂上因反应而生成的积炭、使催化剂的活性得以恢复。再生用的空气由主风机供给，空气通过再生器下面的分布板进入催化剂密相床层；再生后的催化剂，即再生催化剂，落入溢流管，经再生斜管送回反应器循环使用；再生烟气经旋风分离器分离出夹带的催化剂后，经烟机系统回收部分能量后排入大气。

众所周知，催化裂化汽油的烯烃含量为35~65重%，是一种比较有代表性的
25 富含烯烃的汽油馏分。这种汽油虽然具有较高的辛烷值，但其热稳定性差，易形成胶质；燃烧后还会增加排放物中活性烃类物和多烯等毒性物的数量。此外，随着催化裂化原料油的不断重质化和劣质化，其汽油产品中的硫含量、氮含量也在增加；燃烧后会增加 SO_x 和 NO_x 的排放，对环境污染严重。除催化裂化汽油外，直馏汽油、焦化汽油、减粘裂化汽油等也存在类似的问题，不宜直接作为
30 商品汽油的调和组分。

通常精制是解决上述问题的主要措施。通过加氢精制工艺，对汽油中烯烃和芳烃的催化改质，达到脱硫、脱氮、烯烃饱和、芳烃饱和的目的。而汽油中烯烃和芳烃的饱和会使汽油辛烷值大幅下降。

USP5, 154, 818公开了一种以多种石油烃为原料生产高辛烷值汽油的催化裂化方法。该方法是将提升管反应器自下而上划分为第一反应区和第二反应区；汽油馏分与含有择形分子筛或中孔分子筛的待生催化剂在第一反应区接触，并发生芳构化反应和低聚反应，反应温度为371~538℃，所生成的反应物流以稀相输送的形式沿提升管上行进入第二反应区；而重质烃类原料与再生催化剂在第二反应区接触，发生常规催化裂化反应；生成的油气和待生催化剂在沉降器中分离，油气去后续分离系统，待生催化剂经汽提后，一部分返回上述第一反应区，另一部分则进入再生器烧焦再生，热的再生催化剂返回第二反应区循环使用。

10

发明目的

本发明的目的是提供一种汽油改质的新方法，以便将汽油中的烯烃催化转化为异构烷烃和芳烃，并使汽油中的硫、氮含量明显降低。

发明简述

本发明者发现：汽油中的烯烃在一定的反应环境下可以选择性地转化为异构烷烃和芳烃。或者是异构烷烃和焦炭。

本发明提供的方法是：预热后的汽油馏分与积炭量 ≤ 2.0 重%、且温度低于600℃的催化剂接触，在100~600℃、130~450Kpa、重时空速为1~120h⁻¹、催化剂与汽油馏分的重量比为2~20、水蒸气与汽油馏分的重量比为0~0.3的条件下发生反应；分离反应产物和待生剂；待生剂经汽提、再生后循环使用。

本发明适用的烃类原料为汽油馏分。该汽油馏分可以是全馏分，例如，40~200℃左右的馏分；也可以是其中的部分窄馏分，例如，70~145℃的馏分。该汽油馏分可以是一次加工汽油馏分、二次加工汽油馏分或一种以上的上述汽油馏分的混合物。该汽油馏分的烯烃含量可以为10~90重%，并含有少量的硫、氮等杂质，例如，硫含量在200ppm以上，氮含量在30ppm以上。

本发明所用的催化剂可以是适用于催化裂化过程的任何催化剂，例如，无定型硅铝催化剂或分子筛催化剂，其中，分子筛催化剂的活性组分选自含或不含稀土和/或磷的Y型或HY型沸石、含或不含稀土和/或磷的超稳Y型沸石、ZSM-5系列沸石或具有五元环结构的高硅沸石、β沸石、镁碱沸石中的一种或多种。

在本发明中，与汽油馏分反应、且温度低于600℃的催化剂选自下述三类催化剂之一：①积炭量 ≤ 0.10 重%的再生催化剂；②积炭量为0.10~0.90重%的催

化剂；③积炭量为0.90~2.0重%的待生催化剂。针对上述三类积炭量不同的催化剂需采用三种不同的实施方案。

附图说明

- 5 图 1 是本发明提供的实施方式 A 和实施方式 F 的流程示意图。
图 2 是本发明提供的实施方式 B 的流程示意图。
图 3 是本发明提供的实施方式 C 的流程示意图。
图 4 是本发明提供的实施方式 D 的流程示意图。
图 5 是本发明提供的实施方式 E 的流程示意图。
10 图 6 是本发明提供的实施方式 G 的流程示意图。
图 7 是本发明提供的实施方式 H 的流程示意图。
图 8 是本发明提供的实施方式 I 的流程示意图。
图 9 是本发明提供的实施方式 J 的流程示意图。
图 10 是本发明提供的实施方式 K 的流程示意图。
15 图 11 是本发明提供的实施方式 L 的流程示意图。
图 12 是本发明提供的实施方式 L 的常规的汽提段示意图。
图 13 是本发明提供的实施方式 L 的带有流化床反应器的汽提段示意图。

发明详述

- 20 按照本发明提供的方法，当采用不同积炭量的催化剂时需采用以下三种不同的实施方案。

- 方案一：当与汽油馏分反应的催化剂是积炭量 ≤ 0.10 重%、且温度低于 600°C 的再生催化剂时，该反应过程可以在带有提升管或流化床的汽油催化转化装置上单独实施，也可以与加工常规催化裂化原料的提升管催化裂化装置或流化床
25 催化裂化装置联合实施。汽油催化转化装置与常规催化裂化装置相同，只是操作条件不同于常规催化裂化装置。当采用联合实施的方式时，汽油馏分和常规催化裂化原料分别在各自的反应器中进行反应；而沉降器、汽提器及后续分离系统可以是共用的，也可以是各自独立的；催化剂的再生系统是共用的。汽油馏分的反应是在如下条件下进行的：反应温度为 $100\sim 600^{\circ}\text{C}$ 、反应压力
30 $130\sim 450\text{kPa}$ 、重时空速为 $1\sim 120$ 小时 $^{-1}$ 、催化剂与汽油馏分的重量比为 $2\sim 15$ 、水蒸汽与汽油馏分的重量比为 $0\sim 0.1$ ；优选的反应条件如下：反应温度为

反应温度为 $100\sim 600^{\circ}\text{C}$ 、反应压力为 $130\sim 450\text{kPa}$ 、重时空速为 $1\sim 120$ 小时 $^{-1}$ 、催化剂与汽油馏分的重量比为 $2\sim 15$ 、水蒸汽与汽油馏分的重量比为 $0\sim 0.1$ 。

- 方案二：当与汽油馏分反应的催化剂是积炭量为 $0.10\sim 0.90$ 重%、且温度低于 600°C 的催化剂时，该反应过程可以在带有提升管或流化床的汽油催化转化
35 于 600°C 的催化剂时，该反应过程可以在带有提升管或流化床的汽油催化转化

装置上单独实施，也可以与加工常规催化裂化原料的提升管催化裂化装置或流化床催化裂化装置联合实施。汽油催化转化装置与常规催化裂化装置相同，只是操作条件不同于常规催化裂化装置。当采用联合实施的方式时，汽油馏分和常规催化裂化原料分别在各自的反应器中进行反应；而沉降器、汽提器及后续分离系统可以是共用的，也可以是各自独立的；催化剂的再生系统是共用的。汽油馏分的反应是在如下条件下进行的：反应温度 300~600°C、反应压力 130~450Kpa、重时空速为 1~120h⁻¹、催化剂与汽油馏分的重量比为 2~15、水蒸气与汽油馏分的重量比为 0~0.1；优选的反应条件如下：反应温度 350~550°C、反应压力 250~400Kpa、重时空速为 2~100h⁻¹、催化剂与汽油馏分的重量比为 3~10、水蒸气与汽油馏分的重量比为 0.01~0.05。

在上述方案一和方案二中，当采用联合实施的方式时，与汽油馏分接触的催化剂和与常规催化裂化原料接触的催化剂可以是相同的，也可以是不同的。当采用不同的催化剂时，与汽油馏分接触的催化剂的沸石和与常规催化裂化原料接触的催化剂的沸石均可以选自 Y 型沸石、HY 型沸石、超稳 Y 型沸石、ZSM-5 系列沸石或具有五元环结构的高硅沸石、镁碱沸石中的一种或一种以上的任意比例的混合物。上述沸石可以是含稀土和/或磷的，也可以是不含稀土和磷的。为了使上述两种催化剂在催化裂化装置中便于分离，应将其制备为具有不同物理性质的催化剂，比如，不同的粒径、不同的表观堆积密度等。上述两种不同的催化剂分别进入不同的反应器，与汽油馏分或常规催化裂化原料接触、反应。例如，含有超稳 Y 型沸石的粒径较大的催化剂与常规催化裂化原料接触、反应，以增强重油裂化能力，改善反应选择性；而含有稀土 Y 型沸石的粒径较小的催化剂与汽油馏分接触、反应，以增加汽油的氢转移反应；上述两种不同的催化剂经油剂分离后，共同汽提和再生，在汽提器和再生器中依据其物理性质的不同加以分离后，不同的催化剂输送回相应的反应器，使反应和再生过程循环进行。颗粒大小不同的催化剂是以 30~40 微米之间分界，表观堆积密度不同的催化剂是以 0.6~0.7g/cm³之间分界。

方案三：当与汽油馏分反应的催化剂是积炭量为 0.90~2.0 重%、且温度低于 600°C 的待生催化剂时，该反应过程在汽提段中进行，且所述汽提段可以选自下述三种型式之一：①常规的沉降器汽提段；②与流化床反应器内的催化剂密相床层连为一体的汽提段；③在催化裂化装置中能够起催化剂汽提作用的容器。且汽油馏分应由位于汽提段催化剂密相床层高度的 10~60%处注入汽提段，优选的汽油馏分注入位置为汽提段催化剂密相床层高度的 15~55%处。汽油馏分的反应是在如下条件下进行的：反应温度 400~550°C、反应压力 130~450Kpa、重时空速为 1~50h⁻¹、催化剂与汽油馏分的重量比为 3~20、水蒸气与汽油馏分

的重量比为 0.03~0.30; 优选的反应条件如下: 反应温度 420~520°C、反应压力 250~400Kpa、重时空速为 2~40h⁻¹、催化剂与汽油馏分的重量比为 4~18、水蒸气与汽油馏分的重量比为 0.05~0.30。

上面所述的三种实施方案是根据与汽油馏分发生反应的催化剂的积炭量的不同来划分的, 而使用不同积炭量的催化剂就必然要求与之相对应地采用不同的工艺流程及操作条件。下面就依次对这三种实施方案进行详细说明。

方案一所采用的催化剂是积炭量≤0.10 重%、且温度低于 600°C 的再生催化剂, 其实施步骤如下: 预热后的汽油馏分进入汽油催化转化装置的提升管或流化床反应器内与积炭量≤0.10 重%、且温度低于 600°C 的再生催化剂接触, 在反应温度 100~600°C、反应压力 130~450 kpa、重时空速 1~120 小时⁻¹、催化剂与汽油馏分的重量比为 2~15、水蒸汽与汽油馏分的重量比为 0~0.1 的条件下进行反应, 优选的反应条件如下: 反应温度 150~550°C、反应压力 250~400 kpa、重时空速 2~100 小时⁻¹, 催化剂与汽油馏分的重量比为 3~10, 水蒸汽与汽油馏分的重量比为 0.01~0.05; 反应产物、水蒸汽和反应后的带炭催化剂进行气固分离; 分离反应产物得到干气、富含丙烯和异丁烷的液化气、富含异构烷烃和芳烃的汽油、柴油等主要产品; 待生催化剂进入汽提段, 用水蒸汽汽提出催化剂上吸附的烃类产物后, 被送入再生器, 在含氧气体存在下烧焦再生; 高温的再生催化剂经冷却器冷却后返回反应器循环使用; 再生催化剂的冷却过程是高温催化剂与低温介质的换热过程, 该过程可以在本装置内完成, 也可以在其它装置内完成; 该过程所使用的冷却器可以是单独的, 也可以是非单独的。

汽油馏分与积炭量≤0.10 重%、且温度低于 600°C 的再生催化剂的反应过程可以在汽油催化转化装置上单独实施, 也可以与加工常规催化裂化原料的提升管催化裂化装置或流化床催化裂化装置联合实施, 即, 按照本发明的要求对加工常规催化裂化原料的装置略做改造, 使汽油馏分和常规催化裂化原料首先在各自己的反应器中进行反应; 而反应后的油气和催化剂的分离、反应产物的分离以及反应后带炭催化剂的汽提过程可以是上述两股反应物流各自单独进行的, 也可以将两股反应物流合在一起共同进行; 待生催化剂的再生过程是共同进行的, 即共用一套再生系统。

下面列举五种具体的实施方式来进一步说明方案一所描述的工艺过程, 但本发明方案一并不局限于下文中的任何具体实施方式。

实施方式 A: 闲置的提升管催化裂化装置改造为汽油催化转化装置, 可将提升管反应器改造为汽油馏分反应器, 并在再生器的出口增设一个冷却器, 将再生催化剂冷却至 150~600°C, 然后与汽油馏分接触。反应后的反应物流进入沉降器实现反应油气与待生催化剂的分离, 反应油气进入后续分馏系统进行产品分离。

实施方式 B: 对于单提升管反应器的催化裂化装置, 需要新建一个提升管反应器。新建的提升管反应器与原有的提升管反应器共用原有的沉降器、汽提器、后续分离系统和再生系统。新建反应器的原料为汽油馏分, 该反应器称为汽油提升管; 原有反应器的原料为常规的裂化原料, 该反应器称为原料油提升管。汽油原料和常规的裂化原料分别在汽油提升管和原料油提升管中反应, 反应油气和催化剂的混合物共同进入沉降器及后续分离系统。分离出的粗汽油可以部分返回作为汽油提升管的原料。待生催化剂经汽提后再生, 再生后的催化剂分为两部分, 其中一部分返回原料油提升管, 另一部分经催化剂冷却器降温后返回汽油提升管。

10 实施方式 C: 对于单提升管反应器的催化裂化装置, 需要新建一个带有或不带有提升管的流化床反应器, 该反应器可以带有或不带有汽提段。新建反应器与原有反应器共用再生器。新建反应器的原料为汽油馏分, 该反应器称为汽油反应器; 原有反应器的原料为常规的裂化原料, 该反应器称为原料油提升管反应器。汽油馏分和常规的裂化原料分别在汽油反应器和原料油提升管反应器
15 中反应; 汽油馏分生成的反应油气和常规的裂化原料生成的反应油气混合后进入后续分离系统, 或者分别进入各自的后续分离系统, 分离出的粗汽油可以部分返回作为汽油提升管的原料。待生催化剂经汽提后再生, 再生后的催化剂分为两部分, 其中一部分返回原料油提升管, 另一部分经冷却器返回汽油反应器。

实施方式 D: 采用与实施方式 B 相同的装置型式, 将汽油馏分切割为轻汽油 (沸点范围 40~100℃) 和重汽油 (沸点范围 100~200℃) 两部分, 轻汽油从汽油提升管的底部注入, 重汽油从汽油提升管的中上部注入, 与再生催化剂接触反应; 同时预热后的常规裂化原料从原料油提升管底部进入, 与高温的再生催化剂接触; 上述两个反应器所生成的反应物流混合、依次进入沉降器、后续分离系统实现反应产物的分离; 待生催化剂经汽提后再生, 再生后的催化剂分为两部分, 其中一部分返回原料油提升管, 另一部分经冷却器冷却后返回汽油提升管。
20 25

实施方式 E: 本发明提供的方法还可以将一种新型的提升管反应器与常规的催化裂化装置联合在一起实施。该新型提升管反应器已在公开号为 CN1237477A、发明名称为“一种用于流化催化转化的提升管反应器”的专利申请中公开。该反应器沿垂直方向从下至上依次为: 互为同轴的预提升段、第一反应区、直径扩大的第二反应区、直径缩小的出口区, 在出口区末端连有一段水平管。第一、二反应区的结合部位为圆台形, 其纵剖面等腰梯形的顶角 α 为 30~80°; 第二反应区与出口区的结合部位为圆台形, 其纵剖面等腰梯形
30

的底角 β 为 $45\sim 85^\circ$ 。为了实施本发明，需要在原有的催化裂化装置上添加一个如上所述的新型的提升管反应器和一个催化剂冷却器。将原有的提升管反应器作为汽油提升管反应器，用于汽油馏分的转化；新型的提升管反应器作为原料油提升管反应器，用于裂化常规催化裂化原料。汽油馏分在汽油提升管中进行反应，生成的反应油气与催化剂的混合物引入原料油提升管的第二反应区作为冷激介质。原料油提升管中的反应油气和待生催化剂通过其出口区进入沉降器；反应油气进入后续分离系统进行分离，分离出的粗汽油可以部分返回作为汽油提升管的原料。待生催化剂经汽提、再生后分为两部分，其中一部分返回原料油提升管，另一部分经冷却后返回汽油提升管。

下面结合附图对本发明方案一所列举的五种实施方式予以说明，但本发明方案一不受下列附图说明的限制。

图1是实施方式A的流程示意图。如图1所示，预热后的汽油馏分经管线1进入提升管2底部，与来自再生斜管17的再生剂混合、反应，反应物流进入带有或不带有密相流化床反应器的沉降器7，反应油气和水蒸汽经管线8进入后续的产品分离系统。待生剂进入汽提器3；由来自管线4的水蒸汽汽提待生剂所携带的反应油气，汽提后的待生剂经待生斜管5进入再生器13，含氧气体经管线14引入再生器，待生剂在含氧气体的作用下烧焦再生，再生烟气经管线12引出再生器，高温的再生剂经管线15进入催化剂冷却器16，冷却后的再生剂由再生斜管17返回提升管底部循环使用，松动风经管线18进入催化剂冷却器16。

图2是实施方式B的流程示意图。如图2所示，预热后的汽油馏分经管线1进入提升管2底部，与来自再生斜管17的再生剂混合、反应，反应物流进入带有或不带有密相流化床反应器的沉降器27，实现反应油气和催化剂的分离。同时，预提升介质经管线20从原料油提升管22的底部进入，高温再生剂经再生斜管19进入提升管22的底部，由预提升介质进行提升，预热后的常规裂化原料经管线21注入提升管22，与高温再生剂混合并进行反应，反应物流进入带有或不带有密相流化床反应器的沉降器27，实现反应油气和催化剂的分离。反应油气经管线28进入后续分离系统，实现对干气、液化气、汽油、柴油及重油的分离。待生剂进入汽提器23，由来自管线24的水蒸汽汽提待生剂所携带的反应油气，汽提后的待生剂由待生斜管25进入再生器13，含氧气体经管线14引入再生器，待生剂在含氧气体的作用下烧焦再生，再生烟气经管线12引出再生器，将高温再生剂分为两部分，其中一部分经管线15进入催化剂冷却器16，冷却后的再生剂由再生斜管17返回提升管底部循环

使用；另一部分再生剂经再生斜管 19 返回原料油提升管 22。催化剂冷却器的松动风经管线 18 进入。

图 3 是实施方式 C 的流程示意图。如图 3 所示，预热后的汽油馏分经管线 1 进入汽油提升管 2 底部，与来自再生斜管 17 的再生剂混合、反应，反应物流进入带有或不带有密相流化床反应器的沉降器 7，实现反应油气和催化剂的分离。反应油气和水蒸汽经管线 8 进入分离系统 9，气体和汽油产品经管线 10 引出，柴油产品则经管线 11 引出；与此同时，预提升介质经管线 20 从原料油提升管 22 的底部进入，高温的再生催化剂经再生斜管 19 进入提升管 22 的底部，由预提升介质进行提升；预热后的常规裂化原料经管线 21 进入提升管 22 的底部，与高温的再生催化剂混合后进行反应，反应物流进入带有或不带有密相流化床反应器的沉降器 27；常规裂化原料的反应油气和水蒸汽经管线 28 进入后续分离系统，实现对干气、液化气、汽油、柴油及重油的分离。也可以将来自汽油提升管的反应油气和水蒸汽经管线 32 与来自原料油提升管的反应油气和水蒸汽混合，一起经管线 28 进入后续分离系统，实现对干气、液化气、汽油、柴油及重油的分离。汽油提升管的待生催化剂进入汽提器 3，由来自管线 4 的水蒸汽汽提后，由待生斜管 5 进入再生器 13；原料油提升管的待生催化剂进入汽提器 23，由来自管线 24 的水蒸汽汽提；汽提后的催化剂由待生斜管 25 进入再生器 13；或者将汽提器 3、23 通过管线 35 相连，使上述两种待生催化剂共同在汽提器 23 中完成汽提过程。空气经管线 14 进入再生器 13，待生催化剂在空气中烧焦再生，再生烟气由管线 12 引出。高温的再生剂分为两部分，其中一部分经再生斜管 19 返回原料油提升管 22；另一部分经管线 15 进入冷却器 16，按常规方法冷却后，由再生斜管 17 返回汽油提升管 2 循环使用。松动风经管线 18 进入催化剂冷却器 16。

图 4 是实施方式 D 的流程示意图。如图 4 所示，预热后的轻汽油馏分（沸点范围为 40~100℃）经管线 1 进入汽油提升管 2 底部，与来自再生斜管 17 的再生剂混合后进行反应，重汽油馏分（沸点范围为 100~200℃）经管线 34 注入提升管 2 的中上部，反应物流进入带有或不带有密相流化床反应器的沉降器 27。与此同时，预提升介质经管线 20 从原料油提升管 22 的底部进入，高温的再生剂经再生斜管 19 进入提升管 22 的底部由预提升介质进行提升，预热后的常规裂化原料经管线 21 进入提升管 22 的底部，与再生剂混合后进行反应，反应物流进入带有或不带有密相流化床反应器的沉降器 27。反应油气经管线 28 进入后续分离系统，实现对干气、液化气、汽油、柴油及重油的分离。待生催化剂进入汽提器 23，由来自管线 24 的水蒸汽汽提后，由待生斜管 25 进入再

生器 13。待生催化剂在空气中烧焦再生，空气经管线 14 进入再生器 13，再生烟气经管线 12 引出，高温再生剂分为两部分，其中一部分经再生斜管 19 返回原料油提升管 22，另一部分由管线 15 经催化剂冷却器 16 冷却后，通过再生斜管 17 返回汽油提升管 2 循环使用，松动风经管线 18 进入催化剂冷却器 16。

5 图 5 是实施方式 E 的流程示意图。如图 5 所示，预热后的汽油原料经管线 1 进入汽油提升管 2 的底部，与来自再生斜管 17 的冷却后的再生剂进行反应，所生成的反应物流注入新型原料油提升管 22 的第二反应区 c。与此同时，预提升介质经管线 20 从新型提升管 22 的底部进入，高温再生剂经再生斜管 19 进入提升管 22 的预提升段 a，由预提升介质进行提升；预热后的常规裂化原料经管线 21 进入原料油提升管 22，与该提升管内的高温再生剂混合，并在该提升管的第一反应区 b 进行反应；所生成的反应物流进入第二反应区 c，与来自汽油提升管 2 的反应物流混合并进行二次反应。上述反应物流经提升管 22 的出口区 d、水平管 e 进入沉降器 27，使反应油气与催化剂进行分离；反应油气经管线 28 进入后续分离系统，实现对干气、液化气、汽油、柴油及重油的分离。待生剂由沉降器 27 落入汽提器 23，由来自管线 24 的水蒸汽汽提后，
15 由待生斜管 25 送入再生器 13。待生剂在再生器中烧焦再生，再生空气经管线 14 引入再生器，再生烟气经管线 12 引出。高温再生剂分为两部分，其中一部分经再生斜管 19 输送到提升管 22 循环使用；另一部分经管线 15 进入催化剂冷却器 16，冷却后的再生剂由再生斜管 17 返回汽油提升管 2 循环使用。催化剂冷却器 16 的松动风由管线 18 引入。
20

方案二所采用的催化剂是积炭量为 0.10~0.90 重%、且温度低于 600°C 的催化剂，且该催化剂选自下述五类催化剂之一：①半再生催化剂；②半再生催化剂与再生催化剂的混合物；③待生催化剂与再生催化剂的混合物；④待生催化剂、半再生催化剂以及再生催化剂的混合物；⑤单段再生的不完全再生催化剂。
25 方案二的实施步骤如下：预热后的汽油馏分进入汽油催化转化装置的提升管或流化床反应器内与积炭量为 0.10~0.90 重%的催化剂接触，在反应温度 300~600°C、反应压力 130~450Kpa、重时空速为 1~120h⁻¹、催化剂与汽油馏分的重量比为 2~15、水蒸气与汽油馏分的重量比为 0~0.1 的条件下进行反应；优选的反应条件如下：反应温度 350~550°C、反应压力 250~400Kpa、重时空速为 2~100h⁻¹、催化剂与汽油馏分的重量比为 3~10、水蒸气与汽油馏分的重量
30

比为 0~0.1，反应压力 130~450Kpa，重时空速为 1~120h⁻¹，催化剂与汽油馏分的重量比为 2~15。

反应产物得到汽油、柴油、液化气、重油和焦炭等主要产品；待生剂进入汽提段，用水蒸汽汽提出催化剂上吸附的烃类产物后，被送入再生器，在含氧气体存在下烧焦再生。

上述反应过程可以在汽油催化转化装置上单独实施，也可以与加工常规催化裂化原料的提升管催化裂化装置或流化床催化裂化装置联合实施，即，按照本发明的要求对加工常规催化裂化原料的装置略做改造，使汽油馏分和常规催化裂化原料首先在各自的反应器中进行反应；而反应油气和催化剂的分离、反应产物的分离以及反应后带炭催化剂的汽提过程可以是上述两股反应物流各自单独进行的，也可以将两股反应物流合在一起共同进行；由上述两股物流分离出的待生催化剂共同再生，即共用一套再生系统。

下面列举六种具体的实施方式来进一步说明方案二所描述的工艺过程，但本发明方案二并不局限于下文中的任何具体实施方式。

10 实施方式 F：在由闲置的提升管催化裂化装置改造而成的汽油催化转化装置上单独实施时，经再生器不完全再生的积炭量为 0.10~0.90 重%的催化剂与预热后的汽油原料进入提升管反应器或流化床反应器，在或不在水蒸汽存在下进行反应；反应油气、水蒸汽和反应后的待生剂进行气固分离；分离反应产物得到汽油产品和少量的干气、液化气、柴油；待生剂经水蒸汽汽提后输入再生器，在含氧气体的存在下进行烧焦再生；再生后的积炭量为 0.10~0.90 重%的催化剂经冷却后返回反应器循环使用。

实施方式 G：对于单提升管反应器的催化裂化装置，需要新建一个提升管反应器。新建的提升管反应器与原有的提升管反应器共用原有的沉降器、汽提器、后续分离系统和再生系统。新建反应器的原料为汽油馏分，该反应器称为汽油提升管；原有反应器的原料为常规的裂化原料，该反应器称为原料油提升管。汽油原料和常规的裂化原料分别在汽油提升管和原料油提升管中反应，反应油气和催化剂的混合物共同进入沉降器及后续分离系统。分离出的粗汽油可以部分返回、作为汽油提升管的原料。待生催化剂经汽提后再生。第一再生器内的半再生催化剂分为两部分，其中一部分进入第二再生器继续烧掉催化剂上残留的焦炭，另一部分半再生催化剂进入催化剂冷却器，冷却后返回汽油提升管；而第二再生器内的再生催化剂返回原料油提升管。

实施方式 H：对于单提升管反应器的催化裂化装置，需要新建一个带有或不带有提升管的流化床反应器，该反应器可以带有或不带有汽提段。新建反应器与原有反应器共用再生器。新建反应器的原料为汽油馏分，该反应器称为汽油反应器；原有反应器的原料为常规的裂化原料，该反应器称为原料油提升管反应器。汽油馏分和常规的裂化原料分别在汽油反应器和原料油提升管反应器中反应；汽油馏分生成的反应油气和常规的裂化原料生成的反应油气混合后进入后续分离系统，或者分别进入各自的后续分离系统，分离出的粗汽油可以部分返回作为汽油提升管的原料。待生催化剂经汽提后再生。第一再生器内的半

再生催化剂分为两部分，其中一部分进入第二再生器继续烧掉催化剂上残留的焦炭，另一部分半再生催化剂进入催化剂冷却器，冷却后返回汽油反应器；而第二再生器内的再生催化剂返回原料油提升管。

实施方式 I：本发明提供的方法还可以将一种新型的提升管反应器与常规的催化裂化装置联合在一起实施。该新型提升管反应器与实施方式 E 中所描述的新型提升管反应器相同。为了实施本发明，需要在原有的催化裂化装置上添加一个如上所述的新型的提升管反应器和一个催化剂冷却器。将原有的提升管反应器作为汽油提升管反应器，用于汽油馏分的转化；新型的提升管反应器作为原料油提升管反应器，用于裂化常规催化裂化原料。汽油馏分在汽油提升管中进行反应，生成的反应油气与催化剂的混合物引入原料油提升管的第二反应区作为冷激介质。原料油提升管中的反应油气和待生催化剂通过其出口区进入沉降器；反应油气进入后续分离系统进行分离，分离出的粗汽油可以部分返回作为汽油提升管的原料。待生催化剂经汽提后再生。第一再生器内的半再生催化剂分为两部分，其中一部分进入第二再生器继续烧掉催化剂上残留的焦炭，另一部分半再生催化剂进入催化剂冷却器，冷却后返回汽油提升管；而第二再生器内的再生催化剂返回原料油提升管。

实施方式 J：对于单提升管反应器的催化裂化装置，需要新建一个提升管反应器。新建反应器与原有反应器共用沉降器、汽提器、后续分离系统和再生系统。新建提升管反应器的原料为汽油馏分，该反应器称为汽油提升管；原有提升管反应器的原料为常规的裂化原料，该反应器称为原料油提升管。汽油原料和常规的裂化原料分别在汽油提升管和原料油提升管中反应，生成的反应油气共同进入沉降器及后续分离系统进行分离，分离出的粗汽油可以部分返回作为汽油提升管的原料；待生催化剂经汽提后再生。第一再生器内的半再生催化剂分为两部分，其中一部分进入第二再生器继续烧掉催化剂上残留的焦炭，另一部分半再生催化剂经冷却器冷却后进入催化剂混合罐，与部分再生催化剂混合后，进入汽油提升管；而第二再生器内的其余的再生催化剂返回原料油提升管。

实施方式 K：在汽油催化转化装置上单独实施时，经再生器适度再生后的再生催化剂与来自汽提段的待生催化剂先在催化剂混合器中充分混合，形成积炭量为 0.10~0.90 重%的混合催化剂；将混合催化剂分为两部分，一部分混合催化剂经过催化剂冷却器，将其温度降低到 600°C 以下，然后送入提升管反应器或流化床反应器。另一部分混合催化剂在或不在水蒸汽存在下进入汽提器。

部分混合催化剂送入再生器，在含氧气体的存在下进行烧焦再生；反应油气、水蒸汽和反应后的待生剂进行气固分离；分离反应产物得到汽油产品和少量的

干气、液化气、柴油；待生剂经水蒸汽汽提后输入催化剂混合器、与再生催化剂混合后循环使用。

下面结合附图对本发明的方案二所列举的六种实施方式予以说明，但本发明方案二不受下列附图说明的限制。

5 图 1 是实施方式 F 的流程示意图。如图 1 所示，当本发明在汽油催化转化装置上单独实施时，在再生器 13 中不完全再生的积炭量为 0.10~0.90 重%的催化剂由管线 15 进入催化剂冷却器 16，经冷却后，由催化剂管线 17 输送至提升管反应器 2。预热后的汽油馏分经管线 1、进入提升管反应器 2 的底部，在水蒸汽存在下进行反应；反应油气、水蒸汽和反应后的待生剂在沉降器 7 中进
10 行气固分离；反应产物经油气管线 8 输送至后续分离系统，进一步分离为汽油产品和少量的干气、液化气、柴油。待生剂落入汽提器 3 中，水蒸汽经管线 4 引入汽提器 3，汽提后的待生剂由管线 5 输送到再生器 13 烧焦再生。含氧气体由管线 14 引入再生器 13，再生烟气经管线 12 进入后续的能量回收系统；再生后的积炭量为 0.10~0.90 重%的催化剂经冷却器 16 返回反应器 2 循环使用。
15 松动风经管线 18 进入催化剂冷却器 16。

图 6 是实施方式 G 的流程示意图。如图 6 所示，预热后的汽油原料经管线 1 进入提升管 2 底部，与来自半再生斜管 17 的半再生催化剂混合后进行反应，反应物流进入带有或不带有密相流化床反应器的沉降器 27。与此同时，预提升介质经管线 20 从原料油提升管 22 的底部进入，高温的再生催化剂经再生斜管 19 进入提升管 22 的底部，由预提升介质进行提升；预热后的常规裂化原料经管线 21 进入提升管 22 的底部，与高温的再生催化剂混合后进行反应，反应物流进入带有或不带有密相流化床反应器的沉降器 27。上述反应油气、预提升介质及水蒸汽经管线 28 进入后续分离系统，实现对干气、液化气、汽油、柴油及重油的分离。待生催化剂进入汽提器 23，由来自管线 24 的水蒸汽汽提；
20 汽提后的催化剂由待生斜管 25 进入第一再生器 13.1。空气经管线 14 进入第一再生器 13.1 和第二再生器 13.2，待生催化剂在空气中烧焦再生，再生烟气由管线 12 引出第一再生器 13.1 和第二再生器 13.2。热的半再生催化剂分为两部分，其中一部分进入第二再生器 13.2 进行完全再生，再生催化剂经再生斜管 19 返回原料油提升管 22；另一部分经管线 15 进入冷却器 16，按常规方法冷却后由半再生斜管 17 返回汽油提升管 2 循环使用。松动风经管线 18 进入
30 冷却器 16。

图 7 是实施方式 H 的流程示意图。如图 7 所示，预热后的汽油馏分经管线 1 进入汽油提升管 2 底部，与来自半再生斜管 17 的半再生催化剂混合后进行

反应; 反应油气和催化剂的混合物进入带有或不带有密相流化床反应器的沉降器 7; 反应油气和水蒸汽经管线 8 进入分离系统 9, 气体和汽油产品经管线 10 引出, 柴油产品经管线 11 引出。与此同时, 预提升介质经管线 20 从原料油提升管 22 的底部进入, 高温的再生催化剂经再生斜管 19 进入提升管 22 的底部, 由预提升介质进行提升; 预热后的常规裂化原料经管线 21 进入提升管 22 的底部, 与高温的再生催化剂混合后进行反应, 反应物流进入带有或不带有密相流化床反应器的沉降器 27; 常规裂化原料的反应油气、预提升介质及水蒸汽经管线 28 进入后续分离系统, 实现对干气、液化气、汽油、柴油及重油的分离。也可以将来自汽油提升管的反应油气和水蒸汽经管线 32 与来自原料油提升管的反应油气和水蒸气混合, 一起经管线 28 进入后续分离系统, 实现对干气、液化气、汽油、柴油及重油的分离。汽油提升管的待生催化剂进入汽提器 3, 由来自管线 4 的水蒸汽汽提后, 由待生斜管 5 进入第一再生器 13.1; 原料油提升管的待生催化剂进入汽提器 23, 由来自管线 24 的水蒸汽汽提; 汽提后的催化剂由待生斜管 25 进入第一再生器 13.1; 或者将汽提器 3、23 通过管线 33 相连, 使上述两种待生催化剂共同在汽提器 23 中完成汽提过程。空气经管线 14 进入第一再生器 13.1 和第二再生器 13.2, 待生催化剂在空气中烧焦再生, 再生烟气由管线 12 引出第一再生器 13.1 和第二再生器 13.2。热的半再生催化剂分为两部分, 其中一部分进入第二再生器 13.2 进行完全再生, 再生催化剂经再生斜管 19 返回原料油提升管 22; 另一部分经管线 15 进入冷却器 16, 按常规方法冷却后由半再生斜管 17 返回汽油提升管 2 循环使用。松动风经管线 18 进入冷却器 16。

图 8 是实施方式 I 的流程示意图。如图 8 所示, 预热后的汽油馏分经管线 1 进入汽油提升管 2 的底部, 冷却后的半再生催化剂经半再生斜管 17 由提升管 2 的底部进入、与汽油馏分进行反应, 反应物流进入新型原料油提升管 22 的第二反应区 c。与此同时, 预提升介质经管线 20 由新型原料油提升管 22 的底部进入, 高温的再生催化剂经再生斜管 19 进入原料油提升管 22 的预提升段 a, 由预提升介质进行提升。预热后的常规裂化原料经管线 21 进入原料油提升管 22, 与高温再生催化剂混合后在原料油提升管 22 的第一反应区 b 进行反应, 反应物流进入提升管 22 的第二反应区 c, 与来自汽油提升管 2 的反应物流混合。反应油气和待生催化剂经提升管 22 的出口区 d、水平管 e 进入沉降器 27, 反应油气和催化剂的混合物进入带有或不带有密相流化床反应器的沉降器 27; 反应油气和水蒸汽经管线 8 进入分离系统 9, 气体和汽油产品经管线 10 引出, 柴油产品经管线 11 引出。待生催化剂进入汽提器 23, 由来自管线 24 的水蒸汽汽提, 汽提后的催化剂由待生斜管 25 进入第一再生器 13.1。空气经管线 14 进入第

一再生器 13.1 和第二再生器 13.2, 待生催化剂在空气中烧焦再生, 再生烟气由管线 12 引出第一再生器 13.1 和第二再生器 13.2。热的半再生催化剂分为两部分, 其中一部分进入第二再生器 13.2 进行完全再生, 再生催化剂经再生斜管 19 返回原料油提升管 22; 另一部分经管线 15 进入冷却器 16, 按常规方法冷却后由半再生斜管 17 返回汽油提升管 2 循环使用。松动风经管线 18 进入冷却器 16。

图 9 是实施方式 J 的流程示意图。如图 9 所示, 预热后的汽油馏分经管线 1 进入提升管 2 底部, 与经过催化剂混合罐 36 和管线 37、已充分混合的半再生催化剂和再生催化剂的混合物接触、反应。反应物流进入带有或不带有密相流化床反应器的沉降器 27。与此同时, 预提升介质经管线 20、从原料油提升管 22 的底部进入, 高温的再生催化剂经再生斜管 19 进入提升管 22 的底部, 由预提升介质进行提升, 预热后的常规裂化原料经管线 21 进入提升管 22 的底部, 与高温再生催化剂接触、反应, 反应物流进入带有或不带有密相流化床反应器的沉降器 27。反应油气和水蒸汽经管线 28 进入后续分离系统, 实现对干气、液化气、汽油、柴油及重油的分离。待生催化剂进入汽提器 23, 由来自管线 24 的水蒸汽汽提; 汽提后的催化剂由待生斜管 25 进入第一再生器 13.1。再生用的空气经管线 14 进入第一再生器 13.1 和第二再生器 13.2, 待生催化剂在空气中烧焦再生, 再生烟气由管线 12 引出第一再生器 13.1 和第二再生器 13.2。热的半再生催化剂分为两部分, 其中一部分进入第二再生器 13.2 进行完全再生; 另一部分经管线 15 进入冷却器 16, 按常规方法冷却后由半再生斜管 17 送入催化剂混合罐 36; 第二再生器 13.2 内经完全再生的高温再生催化剂也分为两部分, 一部分经再生斜管 19 返回原料油提升管 22; 另一部分经管线 35 进入催化剂混合罐 36, 与来自催化剂冷却器 16 的半再生催化剂充分混合; 所得到的混合催化剂返回汽油提升管 2 循环使用。松动风经管线 18 进入催化剂冷却器 16。

图 10 是实施方式 K 的流程示意图。如图 10 所示, 当本发明在汽油催化转化装置上单独实施时, 在再生器 13 中适度再生后的再生催化剂经管线 39 进入催化剂混合器 38 中, 与经管线 40 输入的待生催化剂充分混合, 形成积炭量为 0.10~0.90 重%的混合催化剂。将混合催化剂分为两部分, 其中一部分经管线 41 输送到再生器 13 中烧焦再生, 含氧气体由管线 14 引入再生器 13, 再生烟气经管线 12 进入后续的能量回收系统。另一部分混合催化剂经管线 42 进入催化剂冷却器 16 中, 使混合催化剂的温度降低到 600°C 以下, 然后经管线 43 输送到提升管反应器 2。预热后的汽油馏分经管线 1、进入提升管反应器 2 的底部,

与混合催化剂接触，在水蒸汽存在下进行反应。反应油气、水蒸汽和反应后的待生剂在沉降器 7 中进行气固分离。反应产物经油气管线 8 输送至后续分离系统，进一步分离为汽油产品和少量的干气、液化气、柴油。待生剂落入汽提器 3 中，水蒸汽经管线 4 引入汽提器 3，汽提后的待生剂由管线 40 输送到催化剂混合器 38 中，与由管线 39 输入的再生催化剂再次混合成积炭量为 0.10~0.90 重%的混合催化剂，使上述反应和再生过程循环进行。松动风经管线 18 进入催化剂冷却器 16。

方案三所采用的催化剂是积炭量为 0.90~2.0 重%的待生催化剂，其实施步骤如下：催化裂化催化剂在完成常规反应过程后，进入沉降器汽提段，与预热后的汽油馏分接触，在 400~550°C、130~450Kpa、重时空速为 1~50h⁻¹、催化剂与汽油馏分的重量比为 3~20、水蒸气与汽油馏分的重量比为 0.03~0.30 的条件下发生反应；优选的反应条件如下：反应温度 420~520°C、反应压力 250~400Kpa、重时空速为 2~40h⁻¹、催化剂与汽油馏分的重量比为 4~18、水蒸气与汽油馏分的重量比为 0.05~0.30；分离反应产物，并对上述反应后的待生催化剂进行再生。

实施方案三需按照如下步骤对催化裂化装置的汽提段进行改造：

(1) 在沉降器汽提段设置汽油馏分的进料口。对于常规的沉降器汽提段，将汽提段内的催化剂密相床层高度作为 100%，以该床层的最上端作为初始位置，汽油馏分进料口应位于该密相床层高度的 10~60%，优选 15~55%；对于与流化床反应器内的催化剂密相床层连为一体的汽提段和在催化裂化装置中起到催化剂汽提作用的容器，本发明将其密相催化剂床层的总高度作为 100%，仍以该床层的最上端作为初始位置，汽油馏分进料口位置的选择与上述常规的沉降器汽提段相同。

(2) 汽油馏分可以采用任何进料方式流经上述进料口，例如，可以通过设置在汽提段内的分布环或雾化喷嘴，也可以将汽提段内原有的部分汽提蒸汽入口改造为汽油馏分的进料口，只要能够使汽油馏分均匀地分散到催化剂密相床层中即可。

(3) 在催化裂化装置正常运转时，注入汽提段催化剂密相床层的汽油馏分可以使用雾化蒸汽也可以不用。但汽油馏分的进料管线需与蒸汽管线相连，并在汽油和蒸汽管线上增设各自的流量控制阀门，以增加操作的灵活性。

下面将本发明的实施方式作进一步说明，但本发明并不限于此，任何本领域技术人员在不脱离本发明的精神和原理的前提下，所作的任何修改、等同替换、改进等，均应包含在本发明的保护范围之内。

实施方式 1 的具体步骤简述如下：

(1) 完成常规催化裂化反应过程的已积有焦炭的催化剂落入沉降器汽提段，与

预热后的汽油馏分在该汽提段的中上部发生反应。

(2) 汽提段内与汽油馏分发生反应的催化剂在反应-再生系统压力平衡的作用下逐渐向汽提段的中下部移动；通过设置在汽提段中下部的催化剂挡板和单级或多级蒸汽入口，使催化剂与蒸汽逆流接触，以便置换催化剂孔隙内和催化剂颗粒之间吸附的上述反应生成的油气。为了强化汽提段中下部的汽提效果、降低焦中氢的含量，可以适当增加汽提蒸汽量和/或提高汽提段的催化剂藏量。

(3) 汽油馏分的反应产物与常规催化裂化的反应产物一同由沉降器顶部引入后续分离系统，进行产品分离。所得到的汽油产品可以部分返回汽提段，作为本发明的汽油原料。

(4) 完成上述汽提过程的待生催化剂经待生斜管送入再生器，在含氧气体的作用下烧焦再生。再生后的催化剂返回反应系统，首先与常规催化裂化原料反应，反应后的积有焦炭的催化剂落入沉降器汽提段循环使用。

下面结合附图对实施方式 L 予以进一步的说明，但本发明方案三不受下列附图说明的限制。

如图 11 所示，预提升介质经管线 21 从提升管 22 底部进入，高温的再生催化剂经再生斜管 19 进入提升管的底部由预提升介质进行提升。预热后的常规催化裂化原料油与雾化蒸汽经管线 21 进入提升管，与高温的再生催化剂混合，并进行反应。反应油气和催化剂的混合物经气固分离系统 7 初步分离后，反应油气经沉降器 27、由管线 28 引入分离系统。反应后的带炭催化剂进入汽提段 23。汽油馏分经管线 5 注入汽提段 23，与带炭的催化剂逆流接触并发生反应。反应生成的油气在汽提蒸汽的作用下进入沉降器 27，与常规催化裂化反应生成的油气混合并进入后续分离系统。完成上述反应的汽提段 23 内的催化剂在继续沿汽提段 23 下行的过程中，汽提蒸汽经管线 24 由汽提段的下部引入，置换催化剂颗粒吸附的反应油气。汽提后的待生催化剂经待生斜管 25 进入再生器 13 中烧焦再生，再生所用的含氧气体经管线 14 进入再生器 13，再生烟气经管线 12 排出。高温的再生催化剂经再生斜管 19 返回提升管 22 底部循环使用。

图 12 和图 13 是方案三中汽提段 23 的两种不同形式。图 12 是常规的催化裂化汽提段，图 13 是带有流化床反应器的汽提段。

本发明提供的方法与现有技术相比具有如下特点：

1. 烯烃含量为 10~90 重%、且硫、氮含量较高的汽油馏分或汽油馏分中的部分窄馏分均可以作为本发明的原料。因此，本发明的原料范围是比较广范的。性质较差的不能直接作为商品汽油调和组分的汽油馏分，例如，催化

汽油、焦化汽油、减粘裂化汽油、裂解汽油、直馏汽油等，采用本发明提供的方法处理后，均可以作为商品汽油的调和组分，用以生产符合最新规格要求的汽油产品。

2. 本发明对催化剂没有特殊的要求，多种不同类型的催化裂化催化剂都适用于本发明。特别需要指出的是：当本发明单独实施时，可以使用催化裂化装置卸出的平衡催化剂。这样，通过本发明既提高了汽油馏分的品质，又可以有效地降低操作成本。
3. 本发明采用了比较灵活的装置型式，既可以单独实施，又能够与现有的催化裂化装置联合实施。在众多炼油企业中，拥有两套以上催化裂化装置的现象非常普遍。然而，为了解决原料短缺问题或者是为了降低成本、形成一定的加工规模、提高经济效益，许多炼厂都闲置了一套或两套催化裂化装置。因此，可以利用炼厂现有的、闲置的催化裂化装置实施本发明。采用联合实施的方式对现有催化裂化装置的改造也比较小，可以与现有催化裂化装置共用沉降器、汽提器、后续分离系统及再生系统等，仅需要增加一个汽油馏分的提升管反应器或流化床反应器。因此，本发明所需的建设投资较少。
4. 采用本发明提供的方法处理上述汽油馏分，在所得到的物料平衡中，汽油产率占 80 重%左右，其余部分为干气、液化气、柴油和焦炭，并且所得汽油产品的烯烃含量小于 26 重%。此外，本发明提供方法的脱硫率可以达到 80%左右，脱氮率可以达到 98%左右。因此，本发明的实施效果比较明显，劣质汽油馏分经本发明处理后，即可以成为理想的商品汽油调和组分。

实施例

下面的实施例将对本发明予以进一步说明，但并不因此而限制本发明。实施例所使用的催化剂和原料油的性质分别列于表 1 和表 2。表 1 中的催化剂均由中国石油化工集团公司齐鲁石化公司催化剂厂工业生产。

实施例 1

本实施例说明采用本发明提供的方案一的方法，使用不同类型的催化剂在小型流化床反应器内催化转化降低汽油烯烃的情况。

以表 2 所列的汽油 A 为原料，使用表 1 所列四种不同类型的催化剂，在连续流化床反应器内，将汽油 A 与高温水蒸汽混合后进入流化床反应器内，在反应温度为 500℃，反应器顶部压力为 0.2 兆帕，重时空速为 4 小时⁻¹，剂油比为 6，水油比为 0.03 的

条件下与催化剂接触进行催化转化反应。反应产物、蒸汽和待生催化剂在沉降器内分离,分离反应产物得到气体产物和液体产物,而待生催化剂进入汽提器,由水蒸汽汽提出待生催化剂上吸附的烃类产物。汽提后的催化剂进入到再生器,与加热过的热空气接触进行再生,再生后的催化剂冷却再返回到反应器循环使用。试验条件、试验结果和汽油的性质均列于表 3。

从表 3 可以看出,不同类型的催化剂对汽油原料催化转化反应的结果有一定的影响。汽油组成中的异构烷烃占 42.3~54.0 重%、芳烃占 25.0~26.6 重%、烯烃仅占 8.7~18.4 重%,汽油中的硫含量降到 40~125ppm,氮含量降到 0.4~0.85ppm。

10

实施例 2

本实施例说明采用本发明提供的方案一的方法,使用不同烯烃含量的汽油在小型流化床反应器内催化转化降低汽油烯烃的情况。

以表 2 所列的四种汽油为原料,使用表 1 所列的催化剂 A,其积炭量为 0.05 重%,在连续反应再生操作的小型流化床反应器内进行汽油催化转化降低烯烃试验。具体试验步骤与实施例 1 相同。

试验条件、试验结果和汽油的性质列于表 4。从表 4 可以看出,不同烯烃含量的汽油经催化转化后,汽油组成中的异构烷烃占 22.26~64.8 重%、芳烃占 6.5~55.1 重%、烯烃仅占 3.9~16.3 重%,汽油中的硫含量降到 40~578ppm,氮含量降到 0.4~1.6ppm。烯烃含量越高的汽油经催化转化其组成中的异构烷烃含量也越高。

20

实施例 3

本实施例说明采用本发明提供的方案一的方法,汽油原料采用不同的操作条件,在小型流化床反应器内催化转化降低汽油烯烃的情况。

以表 2 所列的汽油 A 为原料,使用表 1 所列的催化剂 A,其积炭量为 0.05 重%,在连续反应再生操作的小型流化床反应器内进行汽油催化转化降低烯烃试验。主要操作条件为:反应温度为 250 ~ 450℃、反应器顶部压力为 0.2 兆帕、重时空速为 4~10 小时⁻¹、剂油比为 3~8、水油比为 0.03~0.05。具体试验步骤与实施例 1 相同。试验条件、试验结果和汽油的性质列于表 5。

从表 5 可以看出,不同的操作条件对汽油原料催化转化影响程度不同,汽油组成中的异构烷烃占 52.8~56.8 重%、芳烃占 25.0~26.5 重%、烯烃仅占 6.0~9.3 重%,汽油中的硫含量降到 36~46ppm,氮含量降到 0.3~0.41ppm。

30

实施例 4

本实施例说明采用本发明提供的方案一的方法,富含烯烃的汽油在中型提

升管催化裂化装置上催化转化降低汽油烯烃的情况。该试验结果用以模拟双提升管反应器中的汽油提升管。

以表 2 所列的汽油 A 为原料, 使用表 1 所列的催化剂 C, 其积炭量为 0.05 重%, 在连续反应再生操作的中型提升管催化裂化装置上进行汽油催化转化降低烯烃、硫、氮含量的试验。汽油原料与高温水蒸汽混合后进入提升管底部, 与 550℃再生催化剂接触进行催化转化反应, 反应条件如下: 反应温度为 550℃, 反应器顶部压力为 0.2 兆帕, 重时空速为 50 小时⁻¹, 剂油比为 6, 水油比为 0.03。反应产物、蒸汽和待生催化剂在沉降器内分离, 反应产物去分离得到气体产物和液体产物, 而待生催化剂进入汽提器, 由水蒸汽汽提出待生催化剂上吸附的烃类产物。汽提后的催化剂进入到再生器, 与加热过的热空气接触进行再生, 再生后的催化剂经冷却后, 返回到反应器循环使用。试验条件、试验结果列于表 6, 汽油的性质列于表 7。

由表 6 可以看出, 液化气产率为 14.60 重%, 其中丙烯为 3.83 重%; 异丁烷为 5.58 重%, 而干气产率仅为 0.66 重%。从表 7 可以看出, 汽油组成中的异构烷烃占 40.32 重%、芳烃占 30.86 重%、烯烃仅占 16.49 重%, 汽油中的硫含量降到 97ppm, 氮含量降到 0.76ppm。

实施例 5

本实施例说明采用本发明提供的方案一的方法, 将富含烯烃的汽油切割为轻汽油馏分和重汽油馏分, 这两种汽油馏分分别从中型提升管反应器的底部、中上部进入, 进行催化转化降低汽油烯烃、硫、氮的试验。

以表 2 所列的轻汽油馏分 C 和重汽油馏分 D 为原料, 使用表 1 所列的催化剂 A, 其积炭量为 0.05 重%, 在实施例 4 所述的中型提升管催化裂化装置上进行汽油催化转化试验。轻汽油馏分 C 与高温水蒸汽混合后进入提升管底部, 与温度为 300℃的再生催化剂接触进行催化转化反应; 同时重汽油馏分 D 进入提升管中部, 与温度为 400℃的催化剂接触进行催化转化反应; 其余的试验步骤与实施例 4 相同。反应条件为: 反应器顶部压力为 0.2 兆帕, 重时空速为 50~100 小时⁻¹, 催化剂与汽油原料的重量比为 6, 水蒸汽与汽油原料的重量比为 0.03。试验条件、试验结果列于表 6, 汽油性质列于表 7。

从表 6 可以看出, 气体收率为 6.99 重%, 柴油的收率为 4.53 重%, 而汽油的收率为 86.78 重%。从表 7 可以看出, 汽油组成中的异构烷烃占 51.25 重%, 芳烃占 30.86 重%, 烯烃占 16.49 重%, 汽油中的硫含量降到 0.65ppm。

实施例 6

本实施例说明采用本发明提供的方案一的方法，在小型流化床反应器内采用不同的反应温度和水油比催化转化降低汽油烯烃的情况。

以表 2 所列的汽油 C 为原料，使用表 1 所列的催化剂 A，其积炭量为 0.05 重%，在连续反应再生操作的小型流化床反应器内进行汽油催化转化试验。该
5 试验的主要操作条件如下：反应温度为 150~300℃、反应器顶部压力为 0.2 兆帕、重时空速为 4 小时⁻¹、剂油比为 6，水油比为 0~0.03。试验条件、试验结果和汽油的性质列于表 8。

从表 8 可以看出，汽油组成中的异构烷烃占 61.2~65.1 重%、芳烃占 6.5~6.7 重%、烯烃仅占 16.0~19.5 重%，汽油中的硫含量降到 101.3~137.2ppm，氮
10 含量降到 0.65~1.10ppm。

实施例 7

本实施例说明：采用本发明提供的方案二的方法，并使用不同类型的催化剂，在小型流化床反应器内进行反应，可以使汽油馏分的烯烃含量和硫、氮含量明显降低。

15 以表 2 所列的汽油馏分 A 为原料，使用表 1 所列的四种不同类型的催化剂，在连续反应-再生操作的小型流化床反应器内进行汽油馏分的催化转化试验。汽油馏分 A 与高温水蒸汽混合后进入流化床反应器内，在反应温度为 450℃，反应器顶部压力为 0.2MPa，重时空速为 10 小时⁻¹，剂油比为 3，水油比为 0.03 的条件下与催化剂接触、进行反应。反应产物、蒸汽和待生催化剂在沉降器内
20 分离；进一步分离反应产物得到气体、汽油和柴油；而待生催化剂进入汽提器，由水蒸汽汽提出待生催化剂上吸附的烃类产物；汽提后的催化剂进入到再生器，与加热过的空气接触进行不完全再生，得到积炭量为 0.3 重%的不完全再生催化剂；该不完全再生催化剂冷却后，返回到反应器循环使用。试验的主要操作条件、产品分布以及产品汽油的性质均列于表 9。

25 由表 9 可以看出，不同类型的催化剂对汽油馏分催化转化反应的结果有一定的影响；反应后的汽油产品中，异构烷烃占 43.2~49.7 重%，芳烃占 26.0~28.9 重%，烯烃仅占 11.9~20.5 重%，汽油中的硫含量降到 45~132ppm，氮含量降到 0.4~1.0ppm；稀土 Y 型催化剂的反应效果最好，其汽油产品的烯烃含量和硫、氮含量最低。

30 实施例 8

本实施例说明：不同烯烃含量的汽油馏分都可以作为本发明方案二提供方法的原料油；在小型流化床反应器内进行反应，可以使汽油馏分的烯烃含量和硫、氮含量明显降低。

以表 2 所列的四种汽油馏分为原料，使用表 1 中所列的催化剂 A，在连续

反应-再生操作的小型流化床反应器内进行试验。具体试验步骤与实施例 7 相同。试验的主要操作条件、产品分布以及产品汽油的性质均列于表 10。

由表 10 可以看出,不同烯烃含量的汽油馏分经催化转化反应后,汽油产品中的异构烷烃占 21.6~58.2 重%、芳烃占 7.2~58.2 重%、烯烃占 4.0~22.5 重%,而硫含量降到 45~780ppm,氮含量降到 0.4~3.0ppm。因此,烯烃含量较高的汽油馏分同样适用本发明提供的方法,并且其汽油产品中异构烷烃的含量较高。

实施例 9

本实施例说明:同一种汽油馏分应用本发明方案二提供的方法,可以在不同的操作条件下进行反应,其汽油产品的烯烃含量和硫、氮含量略有不同。

以表 2 中所列的汽油馏分 A 为原料,使用表 1 中所列的催化剂 A,在连续反应-再生操作的小型流化床反应器内进行催化转化试验。主要操作条件如下:反应温度为 350~550℃、反应器顶部压力为 0.2MPa、重时空速为 4~20 小时⁻¹、剂油比为 2~6、水油比为 0.03~0.05。具体试验步骤与实施例 7 相同。试验的主要操作条件、产品分布以及产品汽油的性质均列于表 11。

由表 11 可以看出,不同的反应条件对汽油馏分的催化转化反应有一定的影响;其汽油产品中的异构烷烃占 47.0~52.8 重%、芳烃占 25.1~29.0 重%、烯烃仅占 9.8~12.3 重%;而汽油产品中的硫含量降到 35~45ppm,氮含量降到 0.3~0.40ppm。

实施例 10

本实施例说明:采用本发明方案二提供的方法,汽油馏分在小型流化床反应器内与不同积炭量的催化剂发生反应,其汽油产品的烯烃含量和硫、氮含量略有不同。

以表 2 中所列的汽油 A 为原料,使用表 1 所列的催化剂 A,在连续反应-再生操作的小型流化床反应器内进行汽油馏分催化转化试验。主要操作条件如下:反应温度为 450~600℃、反应器顶部压力为 0.2MPa、重时空速为 10 小时⁻¹、剂油比为 3、水油比为 0.03。具体试验步骤与实施例 7 基本相同。试验的主要操作条件、产品分布以及产品汽油的性质均列于表 12。

由表 12 可以看出,不同积炭量的催化剂与同一种汽油馏分在相同的反应条件进行反应,其汽油产品的烯烃含量和硫、氮含量略有不同。其汽油产品中的异构烷烃占 47.0~52.8 重%、芳烃占 25.1~29.0 重%、烯烃仅占 9.8~12.3 重%;而汽油产品中的硫含量降到 35~45ppm,氮含量降到 0.3~0.40ppm。

实施例 11

本实施例说明:本发明方案三提供的方法适用于多种不同类型的裂化催化

剂。

以表 2 所列的汽油馏分 A 为原料, 使用表 1 所列的四种不同类型的催化剂, 在小型流化床反应器内进行汽油催化转化试验。为了很好地模拟本发明提供的方法, 试验中所用的催化剂均为经过常规催化裂化反应的已积有焦炭的催化剂, 且催化剂上的积炭量均为 1.1 重%。

主要试验步骤如下: 汽油馏分 A 与高温水蒸汽混合后进入流化床反应器内, 在反应温度为 450 °C, 反应器顶部压力为 0.2MPa, 重时空速为 4h⁻¹, 剂油比为 8, 水油比为 0.10 的条件下与上述催化剂接触、进行催化转化反应。将反应产物和水蒸汽由反应器顶部引入后续分离系统, 进一步分离为干气、液化气、汽油、柴油等产品, 并计算各产品的产率。反应后的带炭催化剂经水蒸汽汽提后, 通入加热过的氧气烧焦再生, 收集、计量再生烟气, 分析其组成, 并用以计算焦炭产率。

试验的主要操作条件、产品分布以及产品汽油的性质均列于表 13。由表 13 可以看出, 汽油馏分 A 经上述反应后, 其产品汽油的族组成中异构烷烃占 35.1~48.4 重%、芳烃占 26.2~30.9 重%、烯烃仅占 13.4~22.3 重%; 与此同时, 硫含量降到 44~152ppm, 氮含量降到 0.5~1.2ppm。因此, 虽然采用不同类型的催化剂会使反应结果略有不同, 但汽油馏分的烯烃含量及硫、氮含量均得到了明显降低。

实施例 12

本实施例说明: 本发明方案三提供的方法可以用来处理烯烃及硫、氮含量不同的劣质汽油。

以表 2 所列的四种汽油为原料, 使用表 1 所列的催化剂 A, 在小型流化床反应器内进行汽油催化转化试验。主要反应条件如下: 反应温度为 450 °C、反应器顶部压力为 0.2MPa、重时空速为 4 h⁻¹、剂油比为 8:1, 水油比为 0.10:1、试验所用催化剂 A 的积炭量为 1.1 重%。主要试验步骤与实施例 11 相同。

试验的主要操作条件、产品分布以及产品汽油的性质均列于表 14。由表 14 可以看出, 不同性质的四种汽油馏分经上述反应后, 其产品汽油的族组成中异构烷烃占 24.3~48.4 重%、芳烃占 8.2~56.8 重%、烯烃仅占 4.8~25.9 重%; 与此同时, 硫含量降到 44~678ppm, 氮含量降到 0.5~5.0ppm。因此, 虽然采用不同性质的汽油馏分会使反应结果略有不同, 但汽油中的烯烃及硫、氮含量均得到了明显降低, 且烯烃含量越高的汽油试验后所得到的异构烷烃含量也越高。

实施例 13

本实施例说明：采用本发明方案三提供的方法，在本发明所述的反应条件范围内可以使汽油品质明显提高。

以表 2 所列的汽油 A 为原料，使用表 1 所列的催化剂 A，在小型流化床反应器内进行汽油催化转化试验。主要反应条件如下：反应温度为 400~520℃、
5 反应器顶部压力为 0.2Mpa、重时空速为 4~15h⁻¹、剂油比为 6~12:1、水油比为 0.1~0.15:1、试验所用催化剂 A 的积炭量为 1.1 重%。主要试验步骤与实施例 11 相同。

试验的主要操作条件、产品分布以及产品汽油的性质均列于表 15。由表 15 可以看出，不同的反应条件对试验结果略有影响。在产品汽油的族组成中，异构烷烃占 41.1~48.4 重%、芳烃占 26.2~31.4 重%、烯烃仅占 12.3~15.6 重%；
10 与此同时，硫含量降到 40~56ppm，氮含量降到 0.5~0.6ppm。

实施例 14

本实施例说明：采用本发明方案三提供的方法，在本发明所述的催化剂积炭量范围内可以使汽油品质明显提高。

以表 2 所列的汽油 A 为原料油，使用表 1 所列的催化剂 A，其积炭量分别为 0.9 重%、1.1 重%和 1.3 重%，在小型流化床反应器内进行汽油催化转化试验。主要反应条件如下：反应温度为 450℃、反应器顶部压力为 0.2Mpa、重
15 时空速为 4h⁻¹、剂油比为 8:1、水油比为 0.10:1。主要试验步骤与实施例 11 相同。

试验的主要操作条件、产品分布以及产品汽油的性质均列于表 16。由表 16 可以看出，使用积炭量不同的催化剂对试验结果略有影响。在产品汽油的族组成中，异构烷烃占 41.2~49.4 重%、芳烃占 25.8~27.1 重%、烯烃仅占 11.3~20.3 重%；与此同时，硫含量降到 40~56ppm，氮含量降到 0.3~0.5ppm。
20

实施例 15

本实施例说明：将汽油馏分按照本发明方案三提供的注入位置注入汽提段，既可以实现对汽油馏分的催化转化又能够保证良好的汽提效果。

在中型提升管催化裂化装置上，采用表 1 中的催化剂 A 进行汽油催化转化试验。预热后的密度为 856 千克/米³的常规催化裂化原料油注入提升管反应器中，与来自再生器的高温催化剂 A 接触，随即汽化并进行反应。反应油气和
30 催化剂的混合物经提升管进入沉降器。来自上述常规催化裂化反应过程的已积炭的催化剂经沉降器汽提后，经旋风分离器分离，由底部排出。主要试验步骤如下：(1) 由位于汽提段催化剂密相床层高度的 40%处注入并反应，即图 2 所示注入口 h。(2) 由位于汽提段催化剂密相床层高度的 65%处注入并反应，即

图 12 所示注入口 g。汽提段内的催化剂在反应-再生系统压力平衡的作用下逐渐向汽提段的中下部移动。在汽提蒸汽的作用下，催化剂与蒸汽逆流接触，以便置换催化剂孔隙内和催化剂颗粒之间吸附的反应油气。汽油馏分 A 的反应产物与常规催化裂化的反应产物一同由沉降器顶部引入后续分离系统，进行产品
5 分离。完成上述汽提过程的待生催化剂经待生斜管送入再生器烧焦再生。再生后的催化剂返回反应系统，首先与常规催化裂化原料反应，反应后的积有焦炭的催化剂落入沉降器汽提段循环使用。

试验的主要操作条件、产品分布以及产品汽油的性质均列于表 17。由表 17
10 可以看出，不同的汽油馏分注入位置对汽油馏分催化转化试验的产品分布和产品性质有一定影响。采用注入口 g 时，汽油产率为 81.55 重%，汽油产品中烯烃、芳烃和异构烷烃的含量分别为 11.6 重%、27.1 重%和 49.1 重%，焦炭中氢含量为 10.14 重%；而采用注入口 h 时，汽油产率为 84.07 重%，汽油产品中烯烃、芳烃和异构烷烃的含量分别为 14.4 重%、26.8 重%和 46.3 重%，焦炭中氢含量为 8.34 重%。因此，汽油馏分由本发明方案三提供的位置注入汽提段，既
15 可以实现对汽油馏分的催化转化又能够保证良好的汽提效果。

表 1 Table 1

催化剂编号 Catalyst	A	B	C	D
商品牌号 Name	CRC-1	RHZ-200	ZCM-7	RAG-1
沸石类型 Zeolite Type	REY	REHY	USY	REY-USY-ZRP
化学组成, 重% Comp. wt. %				
氧化铝 Al_2O_3	26.5	33.0	46.4	44.6
氧化钠 Na_2O	0.19	0.29	0.22	0.13
氧化铁 Fe_2O_3	0.09	1.1	0.32	/
表观密度, 千克/米 ³ Bulk Den. kg/m^3	450	560	690	620
孔体积, 毫升/克 Pore Vol. ml/g	0.41	0.25	0.38	0.36
比表面积, 米 ² /克 SA m^2/g	132	92	164	232
磨损指数, 重%时 ⁻¹ F.F.	4.2	3.2	/	2.5
筛分组成, 重% Size Dist.				
0~40 微米 μm	7.3	15.2	4.8	13.1
40~80 微米 μm	43.7	55.1	47.9	54.9
>80 微米 μm	49.0	29.7	47.3	32.0
微反活性 MA MAT	70	68	69	66

表 2 Table 2

汽油原料编号 <i>Gasoline</i>	A	B	C	D
密度 (20℃), 千克/米 ³ <i>kg/m³</i>	743.0	727.1	653.1	786.4
辛烷值				
RON	91.3	92.1	93.2	88.6
MON	79.5	79.8	81.5	78.4
硫, ppm <i>S</i>	200	2035.5	376.7	2892.2
氮, ppm <i>N</i>	30	151.3	14.3	93.0
碳, 重% <i>C</i>	86.80	86.54	85.26	86.29
氢, 重% <i>H</i>	13.03	13.26	14.52	12.99
馏程, °C <i>Dist. °C</i>				
初馏点 <i>IBP</i>	49	44	44	90
10%	63	59	48	91
30%	82	78	53	120
50%	106	104	60	153
70%	140	133	65	173
90%	176	166	75	186
终馏点 <i>EP</i>	195	200	90	202
族组成, 重% <i>Comp. wt-%</i>				
烷烃 <i>Paraffin</i>	29.6	26.9	19.0	25.0
<i>N-P</i> 正构烷烃	5.3	4.9	5.0	5.1
<i>I-P</i> 异构烷烃	25.3	22.0	14.0	19.9
环烷烃 <i>Cyc-P</i>	8.3	7.2	5.2	12.3
烯烃 <i>Olefin</i>	37.3	47.6	69.6	13.6
芳烃 <i>Arom</i>	24.3	18.3	6.2	49.1

表 3 Table 3

催化剂 Catalyst		A	B	C	D
催化剂积炭量, 重% Carbon on Cat. wt%		0.05	0.05	0.05	0.05
反应温度, °C Rx Temp. °C		300	300	300	300
重时空速, 小时 ⁻¹ WHSV. Hr ⁻¹		4	4	4	4
剂油比 Cat/Oil		6	6	6	6
水油比 H ₂ O/Oil		0.03	0.03	0.03	0.03
产品分布, 重% Prod. wt%					
干气 C ₂ -		1.36	0.87	0.65	0.56
液化气 LPC		3.87	4.69	4.76	4.93
汽油 Gasoline		85.97	86.85	88.70	89.95
轻柴油 Lt. LCO		4.37	3.98	3.01	2.36
重柴油 Hvy LCO		2.43	2.02	1.63	1.23
焦炭 Coke		1.98	1.56	1.23	0.93
损失 Loss		0.02	0.03	0.02	0.04
汽油性质 Properties.	原料性质				
RON	91.3	88.2	89.3	90.2	90.5
MON	79.5	80.1	80.0	79.8	79.8
S 硫, ppm	200	40	65	102	125
N 氮, ppm	30	0.4	0.7	0.76	0.85
Arom 芳烃, 重%	24.32	25.20	25.00	25.30	26.56
Olef. 烯烃, 重%	37.79	8.70	10.87	14.98	18.39
Para 烷烃, 重%	29.64	59.01	56.92	52.29	47.19
N-P 正构烷烃	5.29	5.01	5.05	4.98	4.86
I-P 异构烷烃	25.35	54.0	51.87	47.31	42.33
Cyc-P 环烷烃, 重%	8.25	7.09	7.21	7.43	7.86

Rx Pressure, MPa

0.2

0.2

0.2

0.2

表 4 . Table 4

原料油 Gasoline	A	B	C	D
反应温度, °C Rx.Temp °C	300	300	300	400
重时空速, 小时 ⁻¹ NHSV Hr ⁻¹	4	4	4	4
剂油比 Cat/Oil	6	6	6	6
水油比 H ₂ O/Oil	0.03	0.03	0.03	0.03
产品分布, 重% Prod Dist. wt-%				
干气 C ₁ -	1.36	1.57	0.73	1.33
液化气 LPG	3.87	4.64	6.05	7.14
汽油 Gasoline	85.97	84.11	86.39	81.83
轻柴油 LB LCO	4.37	5.04	3.33	4.32
重柴油 Hvy. LCO	2.43	2.61	1.36	2.04
焦炭 Coke	1.98	2.02	2.12	3.14
损失 Loss	0.02	0.01	0.02	0.20
汽油性质 Properties				
RON	88.2	90.8	90.2	89.4
MCN	80.1	81.0	81.2	78.6
S 硫, ppm	40	402	108.5	578
N 氮, ppm	0.4	1.0	0.83	1.6
Arom. 芳烃, 重%	25.20	19.20	6.52	55.18
ole. 烯烃, 重%	8.70	10.92	16.34	3.89
Para 烷烃, 重%	59.01	62.72	70.02	27.48
n-p 正构烷烃	5.01	4.95	5.20	5.22
i-p 异构烷烃	54.0	57.77	64.82	22.26
Cyc-P 环烷烃, 重%	7.09	7.16	7.12	13.45

表 5 Table 5

操作条件 Operating Cond.							
反应温度, °C Rx Temp		300	300	300	300	250	450
重时空速, 小时 ⁻¹ WHSV, Hr ⁻¹		8	4	4	4	4	10
剂油比 Cat/Oil		3	6	8	6	6	6
水油比 H ₂ O/Oil		0.03	0.03	0.03	0.05	0.03	0.05
产品分布, 重% Prod Dist wt-%							
干气 C ₂ -		1.12	1.36	1.56	1.13	0.56	3.41
液化气 LPG		3.55	3.87	4.32	3.53	1.87	5.48
汽油 Gasoline		87.11	85.97	84.54	86.61	87.02	82.79
轻柴油 Lt LCO		4.01	4.37	4.63	4.18	5.47	3.24
重柴油 Hvy LCO		2.11	2.43	2.75	2.33	2.86	1.86
焦炭 Coke		1.86	1.98	2.02	1.95	1.96	2.93
损失 Loss	Feed	0.24	0.02	0.18	0.27	0.26	0.29
汽油性质 Gas. Properties	原料性质						
RON	91.3	89.0	88.2	87.8	89.0	87.6	88.8
MON	79.5	80.0	80.1	80.1	79.9	80.0	80.0
S 硫, ppm	200	46	40	36	42	36	36
N 氮, ppm	30	0.41	0.4	0.3	0.4	0.3	0.3
Arom 芳烃, 重%	24.32	25.12	25.20	26.45	25.01	25.03	26.02
Dir 烯烃, 重%	37.79	9.32	8.70	6.67	9.13	5.98	9.09
Para 烷烃, 重%	29.64	58.45	59.01	59.80	58.76	61.84	57.80
N-P 正构烷烃	5.29	5.07	5.01	5.11	5.07	5.03	4.98
I-P 异构烷烃	25.35	53.38	54.0	54.69	53.69	56.81	52.82
Cyc-P 环烷烃, 重%	8.25	7.11	7.09	7.08	7.10	7.15	7.09

Rx Pressure, MPa

0.2 0.2 0.2 0.2 0.2 0.2

表 6 Table 6

操作条件 Operating Cond.	实施例 4 Case 4	实施例 5 Case 5
反应温度, °C Rx Temp	550	300/400* <i>Gas to Rise Bot Gas at mid. of Rise.</i>
重时空速, 小时 ⁻¹ WHSV	50	50/100*
剂油比 Cat/Oil	6.0	6.0
水油比 H ₂ O/Oil	0.03	0.03
产品分布, 重% Prod Dist. wt-%		
干气 C2-	0.66	1.01
液化气 LPG	14.69	5.98
其中丙烯 C3=	3.83	
异丁烷 i-C4	5.58	
汽油 Gasoline	75.62	86.78
轻柴油 Lt LCO	3.75	3.52
重柴油 Hvy LCO	2.53	1.01
焦炭 Coke	2.43	1.65
损失 Loss	0.41	0.05

*: “/” 之前的数值表示汽油提升管底部的反应条件, “/” 之后的数值表示汽油提升管中部的反应条件。

Rx Pressure MPa

0.2

0.2

Table 7 表 7 Case 4 Feed C Feed D Case 5

<i>Density (20°C) kg/m³</i> 原料 A 实施例 4 原料 C 原料 D 实施例 5					
密度 (20°C), 千克/米 ³	743.0	741.8	653.1	786.4	746.7
辛烷值					
RON	91.3	90.0	93.2	88.6	91.0
MON	79.5	80.8	81.5	78.4	81.2
硫, ppm S	200	97	376.7	2892.2	786
氮, ppm N	30	0.76	14.3	93.0	0.65
碳, 重% C	86.80	86.71	85.26	86.29	86.43
氢, 重% H	13.03	13.22	14.52	12.99	13.42
馏程, °C Dist.					
初馏点 IBP	49	49	44	90	46
10%	63	75	48	91	72
30%	82	98	53	120	90
50%	106	120	60	153	118
70%	140	147	65	173	143
90%	176	178	75	186	175
终馏点 EP	195	202	90	202	196
族组成, 重% wt-%					
芳烃 Arom	24.32	30.86	6.15	49.08	26.98
烯烃 Ole	37.79	16.49	69.64	13.62	8.59
烷烃 Para	29.64	45.34	19.04	25.00	56.57
n-P 正构烷烃	5.29	5.02	4.98	5.12	5.32
i-P 异构烷烃	25.35	40.32	14.06	19.88	51.25
环烷烃 Cyc-Para	8.25	7.31	5.17	12.30	7.86

表 8 Table 8

操作条件 Operating Cond					
反应温度, °C Rx Temp °C		150	200	250	300
重时空速, 小时 ⁻¹ WHSV		4	4	4	4
剂油比 Cat/Oil		6	6	6	6
水油比 H ₂ O/Oil		0	0.02	0.02	0.03
产品分布, 重% Prod wt%					
干气 C ₂ -		0.86	0.51	0.64	0.73
液化气 LPG		2.04	2.68	4.30	6.05
汽油 Gasoline		93.24	93.23	90.02	86.39
轻柴油 LL LCO		1.65	1.52	2.46	3.33
重柴油 Hing LCO		0.76	0.73	1.09	1.36
焦炭 Coke		1.33	1.30	1.40	2.12
损失 Loss	Feed	0.12	0.03	0.09	0.02
汽油性质 Properties	原料性质				
RON	93.2	88.2	89.8	90.0	90.2
MON	81.5	81.2	81.5	81.5	81.5
硫, ppm S	376.7	106.5	137.2	101.3	108.5
氮, ppm N	14.3	0.65	1.10	0.65	0.83
芳烃, 重% Arom.	6.15	6.55	6.66	6.50	6.52
烯烃, 重% Ole	69.64	16.70	19.53	15.98	16.34
烷烃, 重% Para	19.04	68.74	66.49	70.30	70.02
N-P 正构烷烃	4.98	5.30	5.33	5.17	5.20
I-P 异构烷烃	14.06	63.44	61.16	65.13	64.82
Cyc-P 环烷烃, 重%	5.17	8.01	7.32	7.22	7.12

Rx Pressure, MPa

0.2 0.2 0.2 0.2

表 9 Table 9

催化剂 Catalyst		A	B	C	D
催化剂积炭量, 重% Carbon on Cat.		0.3	0.3	0.3	0.3
反应温度, °C Rx Temp.		450	450	450	450
重时空速, 小时 ⁻¹ WHSV		10	10	10	10
剂油比 Cat/oil		3	3	3	3
水油比 H ₂ O/oil		0.03	0.03	0.03	0.03
产品分布, 重% Prod. wt-%					
干气 C ₂ -		0.93	0.79	0.64	0.42
液化气 LPG		5.66	6.09	6.35	6.79
汽油 Gaso		84.75	85.65	86.32	87.02
轻柴油 Lt LCO		4.64	4.15	3.65	3.04
重柴油 Hg LCO		1.41	1.12	1.06	0.98
焦炭 Coke		2.55	2.20	1.98	1.75
损失 Loss	Feed				
汽油性质	原料性质				
RON	91.3	88.4	89.4	90.0	90.2
MON	79.5	80.0	80.0	79.9	79.7
硫, ppm S	200	45	102	74	132
氮, ppm N	30	0.4	0.7	0.8	1.0
芳烃, 重% Arom	24.3	26.0	26.4	27.0	28.9
烯烃, 重% Ole	37.8	11.9	13.4	16.8	20.5
烷烃, 重% Para	29.6	54.9	52.9	49.0	48.2
N-P 正构烷烃	5.3	5.2	5.1	5.0	5.0
I-P 异构烷烃	25.3	49.7	47.8	44.0	43.2
C ₃ -P 环烷烃, 重%	8.3	7.2	7.3	7.2	7.4

Rx Pressure MPa

0.2

0.2

0.2

0.2

表 10 Table 10

原料油 Feed	A	B	C	D
催化剂 A 积炭量, 重% <i>Coke on Cat</i>	0.3	0.3	0.3	0.3
反应温度, °C <i>Rx Temp.</i>	450	450	450	450
重时空速, 小时 ⁻¹ <i>WHSV</i>	10	10	10	10
剂油比 <i>Cat/Oil</i>	3	3	3	3
水油比 <i>H₂O/Oil</i>	0.03	0.03	0.03	0.03
产品分布, 重% <i>Prod Dist. wt-%</i>				
干气 <i>C₂-</i>	0.93	1.08	0.52	1.11
液化气 <i>LPG</i>	5.66	6.06	6.14	6.86
汽油 <i>Gasoline</i>	84.75	83.25	86.41	81.71
轻柴油 <i>LT LCO</i>	4.64	5.13	3.53	5.35
重柴油 <i>HT LCO</i>	1.41	1.56	0.90	1.98
焦炭 <i>Coke</i>	2.55	2.85	2.45	2.98
损失 <i>Loss</i>	0.06	0.07	0.05	0.01
汽油性质 <i>Prod Properties</i>				
RON	88.4	90.5	89.6	88.0
MON	80.0	80.5	80.5	79.0
硫, ppm <i>S</i>	45	150.6	56	780
氮, ppm <i>N</i>	0.4	2.0	1.50	3.0
芳烃, 重% <i>Arom.</i>	26.0	21.3	7.20	59.2
烯烃, 重% <i>Ole</i>	11.9	15.7	22.5	4.0
烷烃, 重% <i>Para</i>	54.9	56.0	63.4	26.6
<i>N-P</i> 正构烷烃	5.2	4.8	5.2	5.0
<i>I-P</i> 异构烷烃	49.7	51.2	58.2	21.6
<i>Cyc-P</i> 环烷烃, 重%	7.2	7.0	6.9	11.2

Rx Pressure, kPa

0.2

0.2

0.2

0.2

Carbon on Cat A, wt-%

表 11 Table 11

催化剂 A 积炭量, 重%		0.3	0.3	0.3	0.3	0.3
操作条件 <i>Operating Cond</i>						
反应温度, °C <i>Rx Temp</i>		450	450	450	350	550
重时空速, 小时 ⁻¹ <i>WHSV</i>		4	10	10	10	20
剂油比 <i>Cat/Oil</i>		2	5	6	3	3
水油比 <i>H₂O/Oil</i>		0.03	0.03	0.03	0.03	0.05
产品分布, 重% <i>Prod Dist. wt-%</i>						
干气 <i>C₂-</i>		0.96	0.93	1.02	0.61	2.56
液化气 <i>LPG</i>		6.23	5.66	7.55	3.64	7.89
汽油 <i>Gasoline</i>		83.65	84.75	82.00	86.15	81.26
轻柴油 <i>LT LCO</i>		4.76	4.64	4.75	5.23	4.21
重柴油 <i>Hy LCO</i>		1.50	1.41	1.66	1.87	1.20
焦炭 <i>Coke</i>		2.65	2.55	2.98	2.45	2.86
损失 <i>Loss</i>		0.05	0.06	0.04	0.05	0.02
汽油性质 <i>Properties</i>	原料性质 <i>Feed.</i>					
RON	91.3	88.6	88.4	88.0	87.8	89.2
MON	79.5	80.1	80.0	80.0	80.1	80.0
硫, ppm <i>S</i>	200	40	45	40	35	35
氮, ppm <i>N</i>	30	0.3	0.4	0.4	0.3	0.3
芳烃, 重% <i>Arom wt%</i>	24.3	28.2	26.0	27.6	25.1	29.0
烯烃, 重% <i>OLE wt%</i>	37.8	11.6	11.9	10.5	9.8	12.3
烷烃, 重% <i>Para wt%</i>	29.6	53.3	54.9	54.3	57.9	51.9
<i>N-P</i> 正构烷烃	5.3	5.2	5.2	5.0	5.1	4.9
<i>I-P</i> 异构烷烃	25.3	48.1	49.7	49.8	52.8	47.0
<i>Cyc-P</i> 环烷烃, 重% <i>wt%</i>	8.3	6.9	7.2	7.1	7.2	6.8

Rx Pressure, MPa

0.2 0.2 0.2 0.2 0.2

Carbon on Cat. A. wt-%

表 12 Table 12

催化剂 A 积炭量, 重%		0.45	0.30	0.25	0.15
操作条件 <i>Operating Cond.</i>					
反应温度, °C <i>Rx Temp</i>		450	450	450	600
重时空速, 小时 ⁻¹ <i>WHSV</i>		10	10	10	30
剂油比 <i>Cat/Oil</i>		3	3	3	3
水油比 <i>H₂O/Oil</i>		0.03	0.03	0.03	0.05
产品分布, 重% <i>Prod. Dist. wt%</i>					
干气 <i>C₂-</i>		0.63	0.93	0.96	2.88
液化气 <i>LPG</i>		5.03	5.66	5.93	10.43
汽油 <i>Gasol</i>		87.60	84.75	84.15	78.50
轻柴油 <i>LT LCO</i>		3.46	4.64	4.73	3.98
重柴油 <i>HT LCO</i>		1.13	1.41	1.52	1.20
焦炭 <i>Coke</i>		2.11	2.55	2.63	2.96
损失 <i>Loss</i>	<i>Feed</i>	0.04	0.06	0.08	0.05
汽油性质 <i>Properties</i>	原料性质				
RON	91.3	89.6	88.4	88.2	90.2
MON	79.5	79.5	80.0	80.0	80.0
硫, ppm <i>S</i>	200	60	45	40	36
氮, ppm <i>N</i>	30	0.6	0.4	0.4	0.3
芳烃, 重% <i>Arom. wt%</i>	24.3	25.0	26.0	26.7	31.5
烯烃, 重% <i>Ole. wt%</i>	37.8	18.6	11.9	11.0	12.1
烷烃, 重% <i>Par. wt%</i>	29.6	48.8	54.9	55.2	49.7
<i>N-P</i> 正构烷烃	5.3	5.2	5.2	5.1	4.8
<i>I-P</i> 异构烷烃	25.3	43.6	49.7	50.1	44.9
<i>Cyc-P</i> 环烷烃, 重% <i>wt%</i>	8.2	7.6	7.2	7.1	6.7

Rx Pressure - MPa

0.2 0.2 0.2 0.2

表 13 Table 13

催化剂 Catalyst		A	B	C	D
催化剂积炭量, 重% Carbon on Cat. wt%		1.1	1.1	1.1	1.1
反应温度, °C Rx Temp		450	450	450	450
重时空速, 小时 ⁻¹ WHSV		4	4	4	4
剂油比 Cat/Oil		8	8	8	8
水油比 H ₂ O/Oil		0.1	0.1	0.1	0.1
产品分布, 重% Prod Dist. wt%					
干气 C ₂ -		0.98	0.81	0.76	0.87
液化气 LPG		7.74	7.98	9.01	11.76
汽油 Gasol.		84.00	84.65	84.36	82.48
轻柴油 LZ LCO		4.06	3.84	3.36	2.76
重柴油 Hvy. LCO		1.32	1.21	1.16	1.01
焦炭 Coke		1.86	1.46	1.32	1.07
损失 Loss	Feed	0.04	0.05	0.03	0.05
汽油性质 Properties	原料性质				
RON	91.3	88.2	89.0	90.1	90.4
MON	79.5	80.0	80.0	79.8	79.3
硫, ppm S	200	44	76	112	152
氮, ppm N	30	0.5	0.8	0.9	1.2
芳烃, 重% Arom. wt%	24.3	26.2	26.5	28.5	30.9
烯烃, 重% Ole. wt%	37.8	13.4	15.3	17.6	22.3
烷烃, 重% Para. wt%	29.6	53.4	51.1	47.1	40.1
N-P 正构烷烃	5.3	5.0	5.1	5.0	5.0
I-P 异构烷烃	25.3	48.4	46.0	42.1	35.1
Cyc-P 环烷烃, 重% wt%	8.3	7.0	7.1	6.8	6.7

Rx Pressure. MPa

0.2

0.2

0.2

0.2

表 14

原料油 <i>Feed</i>	A	L	C	D
<i>Catal. on Cat. A</i> 催化剂 A 积炭量, 重% <i>wt%</i>	1.1	1.1	1.1	1.1
反应温度, °C <i>Rx Temp.</i>	450	450	450	450
重时空速, 小时 ⁻¹ <i>NHSV</i>	4	4	4	4
剂油比 <i>Cat/Oil</i>	8	8	8	8
水油比 <i>H₂O/Oil</i>	0.1	0.1	0.1	0.1
产品分布, 重% <i>Prod. Dist. wt%</i>				
干气 <i>C2-</i>	0.98	1.06	0.45	1.11
液化气 <i>LPG</i>	7.74	8.46	5.94	6.86
汽油 <i>Gasol.</i>	84.00	82.25	86.60	81.71
轻柴油 <i>LT LCO</i>	4.06	4.51	3.43	5.35
重柴油 <i>HT LCO</i>	1.32	1.56	1.01	1.98
焦炭 <i>Coke</i>	1.85	2.15	2.55	2.98
损失 <i>Loss</i>	0.04	0.01	0.02	0.01
汽油性质 <i>Properties</i>				
RON	88.2	90.1	83.6	90.2
MON	80.0	80.2	80.1	79.1
硫, ppm <i>S</i>	44	150.6	50.	678
氮, ppm <i>N</i>	0.5	1.5	1.50	5.0
芳烃, 重% <i>Arom. wt%</i>	26.2	21.8	8.20	56.8
烯烃, 重% <i>Ole. wt%</i>	13.4	17.8	25.9	4.8
烷烃, 重% <i>Para wt%</i>	53.4	53.1	59.4	29.2
<i>N-P</i> 正构烷烃	5.0	4.9	5.1	4.9
<i>I-P</i> 异构烷烃	48.4	48.2	54.3	24.3
环烷烃, 重% <i>Cyc-P. wt%</i>	7.0	7.3	6.5	9.2

Rx Pressure, MPa 0.2 0.2 0.2 0.2

Carbon on Cat A, wt%

表 15 Table 15

催化剂 A 积炭量, 重%		1.1	1.1	1.1
操作条件 <i>Operating Cond.</i>				
反应温度, °C <i>Rx Temp</i>		450	400	520
重时空速, 小时 ⁻¹ <i>WHSV</i>		4	4	15
剂油比 <i>Cat/oil</i>		8	12	6
水油比 <i>H₂O/oil</i>		0.1	0.10	0.15
产品分布, 重% <i>Prod. Dist. wt%</i>				
干气 <i>C2-</i>		0.98	0.92	1.98
液化气 <i>LPG</i>		7.74	6.15	9.08
汽油 <i>Gase.</i>		84.00	85.10	81.97
轻柴油 <i>LD LCO</i>		4.06	4.27	3.64
重柴油 <i>Hvy LCO</i>		1.32	1.46	1.12
焦炭 <i>Coke</i>		1.86	2.08	2.16
损失 <i>Loss</i>	<i>Feed</i>	0.04	0.02	0.05
汽油性质 <i>Properties</i>	原料性质			
RON	91.3	88.2	88.0	90.1
MON	79.5	80.3	80.0	80.0
S, ppm <i>S</i>	200	44	55	40
N, ppm <i>N</i>	30	0.5	0.5	0.6
芳烃, 重% <i>Arom. wt%</i>	24.3	26.2	25.8	31.4
烯烃, 重% <i>Ole. wt%</i>	37.8	13.4	12.3	15.6
烷烃, 重% <i>Par. wt%</i>	29.6	53.4	54.7	46.1
<i>N-P</i> 正构烷烃	5.3	5.0	4.9	5.0
<i>I-P</i> 异构烷烃	25.3	48.4	49.8	41.1
<i>Ge-P</i> 环烷烃, 重% <i>wt%</i>	8.3	7.0	7.2	6.5

Rx Pressure - 11Pa

0.2

0.2

0.2

Carbon on Cat A, wt%

表 16 Table 16

催化剂 A 积炭量, 重%		0.90	1.1	1.3
操作条件 <i>Operating Cond.</i>				
反应温度, °C <i>Rx Temp</i>		450	450	450
重时空速, 小时 ⁻¹ <i>WHSV</i>		4	4	4
剂油比 <i>Cat/oil</i>		8	8	8
水油比 <i>H₂O/oil</i>		0.1	0.1	0.1
产品分布, 重% <i>Prod. Dist. wt%</i>				
干气 <i>C₂-</i>		1.23	0.98	0.56
液化气 <i>LPG</i>		9.56	7.74	3.53
汽油 <i>Gasol.</i>		81.89	84.00	89.20
轻柴油 <i>LT LCO</i>		3.87	4.06	3.76
重柴油 <i>Hvy. LCO</i>		1.35	1.32	1.23
焦炭 <i>Coke</i>		2.05	1.86	1.67
损失 <i>Loss</i>	<i>Feed</i>	0.05	0.04	0.05
汽油性质 <i>Properties</i>	原料性质			
RON	91.3	88.1	88.2	89.2
MON	79.5	80.1	80.0	80.0
硫, ppm <i>S</i>	200	40	44	56
氮, ppm <i>N</i>	30	0.3	0.5	0.5
芳烃, 重% <i>Arom. wt%</i>	24.3	27.1	26.2	25.8
烯烃, 重% <i>ole. wt%</i>	37.8	11.3	13.4	20.3
烷烃, 重% <i>Para. wt%</i>	29.6	54.5	53.4	46.4
N-P 正构烷烃	5.3	5.1	5.0	5.2
I-P 异构烷烃	25.3	49.4	48.4	41.2
Cyc-P 环烷烃, 重% <i>wt%</i>	8.2	7.1	7.0	7.5

Rx Pressure, MPa

0.2

0.2

0.2

表 17 Table 17

汽油注入口 <i>Gaso. Inlet Point</i>		g	in
催化剂 A 积炭量, 重% <i>Carbon on Cat. A</i>		0.93	0.92
其中炭中氢, 重% <i>H in Coke</i>		10.14	8.34
操作条件 <i>Operating Cond.</i>			
反应温度, °C <i>Rx Temp</i>		480	480
重时空速, 小时 ⁻¹ <i>WHSV</i>		4	7
剂油比 <i>Cat/Oil</i>		8	8
水油比 <i>H₂O/Oil</i>		0.1	0.1
产品分布, 重% <i>Prod. Dist. wt%</i>			
干气 <i>C₂-</i>		1.32	1.04
液化气 <i>LPG</i>		10.16	8.47
汽油 <i>Gaso.</i>		81.55	84.07
轻柴油 <i>LT LCO</i>		3.58	3.37
重柴油 <i>HT LCO</i>		1.31	1.13
焦炭 <i>Coke</i>		2.03	1.88
损失 <i>Loss</i>	<i>Feed</i>	0.05	0.04
汽油性质 <i>Properties</i>	原料性质		
RON	91.3	88.5	88.9
MON	79.5	80.0	80.0
硫, ppm <i>S</i>	200	45	46
氮, ppm <i>N</i>	30	0.5	0.5
芳烃, 重% <i>Arom. wt%</i>	24.3	27.1	26.8
烯烃, 重% <i>Ole. wt%</i>	37.8	11.6	14.4
烷烃, 重% <i>Para. wt%</i>	29.6	54.2	51.5
<i>N-P</i> 正构烷烃	5.3	5.1	5.2
<i>2-P</i> 异构烷烃	25.3	49.1	46.3
<i>Cyclo</i> 环烷烃, 重% <i>wt%</i>	8.2	7.1	7.3

Rx Pressure, MPa

0.2

0.2

权 利 要 求

1、一种降低汽油中烯烃及硫、氮含量的催化转化方法，是将预热后的汽油馏分与积炭量 ≤ 2.0 重%、且温度低于 600°C 的催化剂接触，在 $100\sim 600^{\circ}\text{C}$ 、
5 $130\sim 450\text{Kpa}$ 、重时空速为 $1\sim 120\text{h}^{-1}$ 、催化剂与汽油馏分的重量比为 $2\sim 20$ 、水蒸气与汽油馏分的重量比为 $0\sim 0.3$ 的条件下发生反应；分离反应产物和待生剂；待生剂经汽提、再生后循环使用。

2、权利要求 1 的方法，其中所述的汽油馏分选自一次加工汽油馏分、二次加工汽油馏分或上述一种以上的汽油馏分的混合物。

10 3、权利要求 2 的方法，其中所述的汽油馏分可以是全馏分，也可以是部分窄馏分。

4、权利要求 1 的方法，其中所述的与汽油馏分反应的催化剂的活性组分选自含或不含稀土和/或磷的 Y 型或 HY 型沸石、含或不含稀土和/或磷的超稳 Y 型沸石、ZSM-5 系列沸石或具有五元环结构的高硅沸石、 β 沸石、镁碱沸石
15 中的一种或多种。

5、权利要求 1 的方法，其中所述的与汽油馏分反应的、且温度低于 600°C 的催化剂选自下述三类催化剂之一：①积炭量 ≤ 0.10 重%的再生催化剂；②积炭量为 $0.10\sim 0.90$ 重%的催化剂；③积炭量为 $0.50\sim 0.90$ 重%的待生催化剂。

6、权利要求 5 的方法，其中所述的参与反应的积炭量 ≤ 0.10 重%的再生催化剂至少有一部分应先进行冷却，然后再与汽油馏分反应；该反应过程可以在汽油催化转化装置上单独实施，也可以与加工常规催化裂化原料的催化裂化装置联合实施。

7、权利要求 6 的方法，其中当与加工常规催化裂化原料的催化裂化装置联合实施时，汽油馏分和常规催化裂化原料分别在各自的反应器中进行反应；
25 沉降器、汽提器及后续分离系统可以共用，也可以各自独立；催化剂的再生系统共用。

8、权利要求 6 的方法，其中所述的反应过程在如下条件下进行：反应温度为 $100\sim 600^{\circ}\text{C}$ 、反应压力 $130\sim 450\text{kpa}$ 、重时空速为 $1\sim 120$ 小时 $^{-1}$ 、催化剂与汽油馏分的重量比为 $2\sim 15$ 、水蒸汽与汽油馏分的重量比为 $0\sim 0.1$ 。

30 9、权利要求 8 的方法，其中所述的反应过程在如下条件下进行：反应温度为 $150\sim 550^{\circ}\text{C}$ 、反应压力 $250\sim 400\text{kpa}$ 、重时空速为 $2\sim 100$ 小时 $^{-1}$ ，催化剂与汽油馏分的重量比为 $3\sim 10$ ，水蒸汽与汽油馏分的重量比为 $0.01\sim 0.05$ 。

10、权利要求 5 的方法，其中所述的参与反应的积炭量为 $0.10\sim 0.90$ 重%的催化剂至少有一部分应先进行冷却，然后再与汽油馏分反应；该反应过程
35 可以在汽油催化转化装置上单独实施，也可以与加工常规催化裂化原料的催

化裂化装置联合实施。

11、权利要求 10 的方法，其中当与加工常规催化裂化原料的催化裂化装置联合实施时，汽油馏分和常规催化裂化原料分别在各自的反应器中进行反应；沉降器、汽提器及后续分离系统可以共用，也可以各自独立；催化剂的再生系统共用。

12、权利要求 10 的方法，其中所述的反应过程在如下条件下进行：反应温度 300~600°C、反应压力 130~450Kpa、重时空速为 1~120h⁻¹、催化剂与汽油馏分的重量比为 2~15、水蒸气与汽油馏分的重量比为 0~0.1。

13、权利要求 12 的方法，其中所述的反应过程在如下条件下进行：反应温度 350~550°C、反应压力 250~400Kpa、重时空速为 2~100h⁻¹、催化剂与汽油馏分的重量比为 3~10、水蒸气与汽油馏分的重量比为 0.01~0.05。

14、权利要求 5 的方法，其中所述的与汽油馏分反应的催化剂是积炭量为 0.90~2.0 重%的待生催化剂时，该反应过程在汽提段中进行，且所述汽提段可以选自下述三种型式之一：①常规的沉降器汽提段；②与流化床反应器内的催化剂密相床层连为一体的汽提段；③在催化裂化装置中能够起催化剂汽提作用的容器。

15、权利要求 14 的方法，其中所述的汽油馏分由位于汽提段催化剂密相床层高度的 10~60%处注入汽提段。

16、权利要求 15 的方法，其中所述的汽油馏分由位于汽提段催化剂密相床层高度的 15~55%处注入汽提段。

17、权利要求 14 的方法，其中所述的反应过程在如下条件下进行：反应温度 400~550°C、反应压力 130~450Kpa、重时空速为 1~50h⁻¹、催化剂与汽油馏分的重量比为 3~20、水蒸气与汽油馏分的重量比为 0.03~0.30。

18、权利要求 17 的方法，其中所述的反应过程在如下条件下进行：反应温度 420~520°C、反应压力 250~400Kpa、重时空速为 2~40h⁻¹、催化剂与汽油馏分的重量比为 4~18、水蒸气与汽油馏分的重量比为 0.05~0.30。

19、权利要求 7 或 11 的方法，其中与汽油馏分接触的催化剂和与常规催化裂化原料接触的催化剂可以是相同的，也可以是不同的。

Sinopec Patent PCT/CN00/06171 "Catalytic Conversion Process for Reducing Olefin, Sulfur and Nitrogen Contents in Gasoline" Claims:

1. A catalytic conversion process for reducing olefin, sulfur and nitrogen in gasoline. Using preheated gasoline contacts with lower than 600C catalyst that has less than 2.0 wt% carbon on it. The operation conditions are: 100~600C reaction temp, 130~450 kpa reactor pressure, WHSV 1~120 hr-1, cat/oil ratio 2~20 and steam/oil ratio 0~0.3. The spent catalyst can be reused after stripping and regeneration.
2. In Claim 1, the gasoline described above can be once through gasoline, recycle gasoline or the blended gasoline.
3. In Claim 2, gasoline can be full-range or narrow cut gasoline.
4. In Claim 1, the catalyst type could be one or combination of following catalyst: Y or HY type zeolite with or w/o ReO and/or Phosphate; ultra-stable Y type zeolite with or w/o ReO and/or Phosphate; ZMS-5 type zeolite or 5-ring structure hi-Si zeolite; beta zeolite and Mg zeolite.
5. In Claim 1, the catalyst with less than 600C reacting with gasoline could be one of the following: 1. < 0.1 wt% carbon on regenerated catalyst; 2. 0.1~0.9 carbon on catalyst; 3. 0.9~2.0 carbon on spent catalyst.
6. In Claim 5, the catalyst with <0.1 wt% carbon has to be cooled and then reacts with gasoline stream. This process can be a stand alone process or combined with a conventional FCC unit.
7. In Claim 6, the reaction of gasoline and FCC feed should take place in separate reactors when the combined FCC process approach is adopted. The reactor vessel, stripper and down-stream separation system can be shared or can be independent. The catalyst regeneration system can be shared.
8. In Claim 6, the reaction conditions are followings: reactor temperature 100~600C, reaction pressure 130~450 kpa, WHSV 1~120 hr-1, cat/oil ratio 2~15, steam/oil ratio 0~0.1.
9. In Claim 8, the reaction conditions are followings: reactor temperature 150~550C, reaction pressure 250~400 kpa, WHSV 2~100 hr-1, cat/oil ratio 3~10, steam/oil ratio 0.01~0.05.
10. In Claim 5, the catalyst with 0.1~0.9 wt% carbon has to be cooled and then reacts with gasoline stream. This process can be a stand alone process or combined with a conventional FCC unit.
11. In Claim 10, the reaction of gasoline and FCC feed should take place in separate reactors when the combined FCC process approach is adopted. The reactor vessel,

stripper and down-stream separation system can be shared or can be independent.
The catalyst regeneration system can be shared.

12. In Claim 10, the reaction conditions are followings: reactor temperature 300~600C, reaction pressure 130~450 kpa, WHSV 1~120 hr-1, cat/oil ratio 2~15, steam/oil ratio 0~0.1.
13. In Claim 12, the reaction conditions are followings: reactor temperature 350~550C, reaction pressure 250~400 kpa, WHSV 2~100 hr-1, cat/oil ratio 3~10, steam/oil ratio 0.01~0.05.
14. In Claim 5, the reaction should take place in the stripper when the catalyst has 0.9~2.0 wt% carbon on it. The stripper can be one of the following three: 1. conventional stripper, 2. A babbling reaction bed on top of the dense stripper, 3. A vessel in FCC unit can be used for stripping purpose.
15. In Claim 14, the gasoline steam should be injected to the dense bed at 10~60% stripper level.
16. In Claim 15, the gasoline steam should be injected into the dense bed at 15~55% stripper level.
17. In Claim 14, the reaction conditions are followings: reactor temperature 400~550C, reaction pressure 130~450 kpa, WHSV 1~50 hr-1, cat/oil ratio 3~20, steam/oil ratio 0.03~0.30.
18. In Claim 17, the reaction conditions are followings: reactor temperature 420~520C, reaction pressure 250~400 kpa, WHSV 2~40 hr-1, cat/oil ratio 4~18, steam/oil ratio 0.05~0.30.
19. In Claim 7 or 11, the catalyst contacting with gasoline stream may or may not be the same as conventional FCC catalyst.

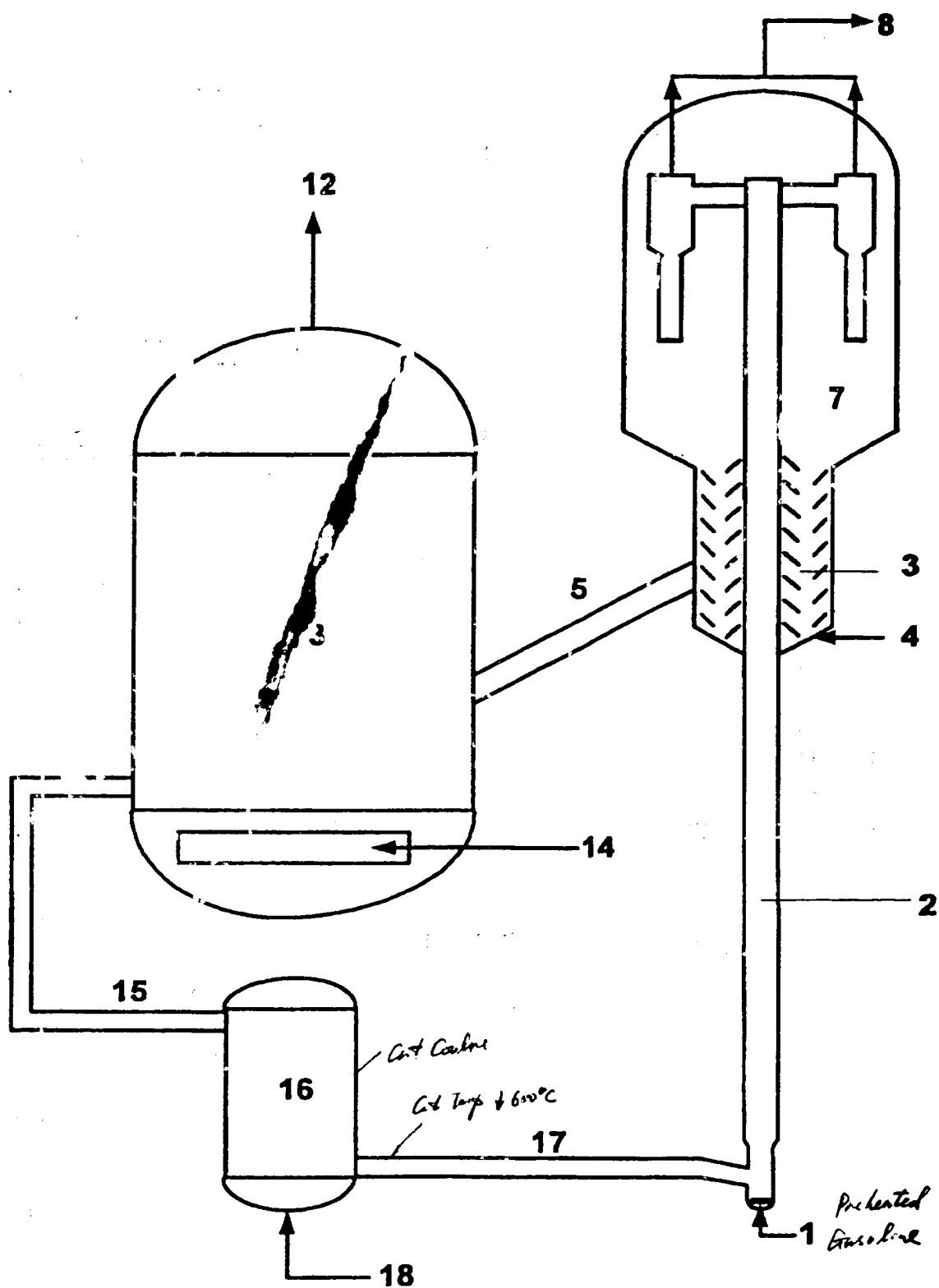


Fig. 1

Gasoline Riser Reactor
For $\Delta \text{Coke} < 0.1 \text{ wt\%}$

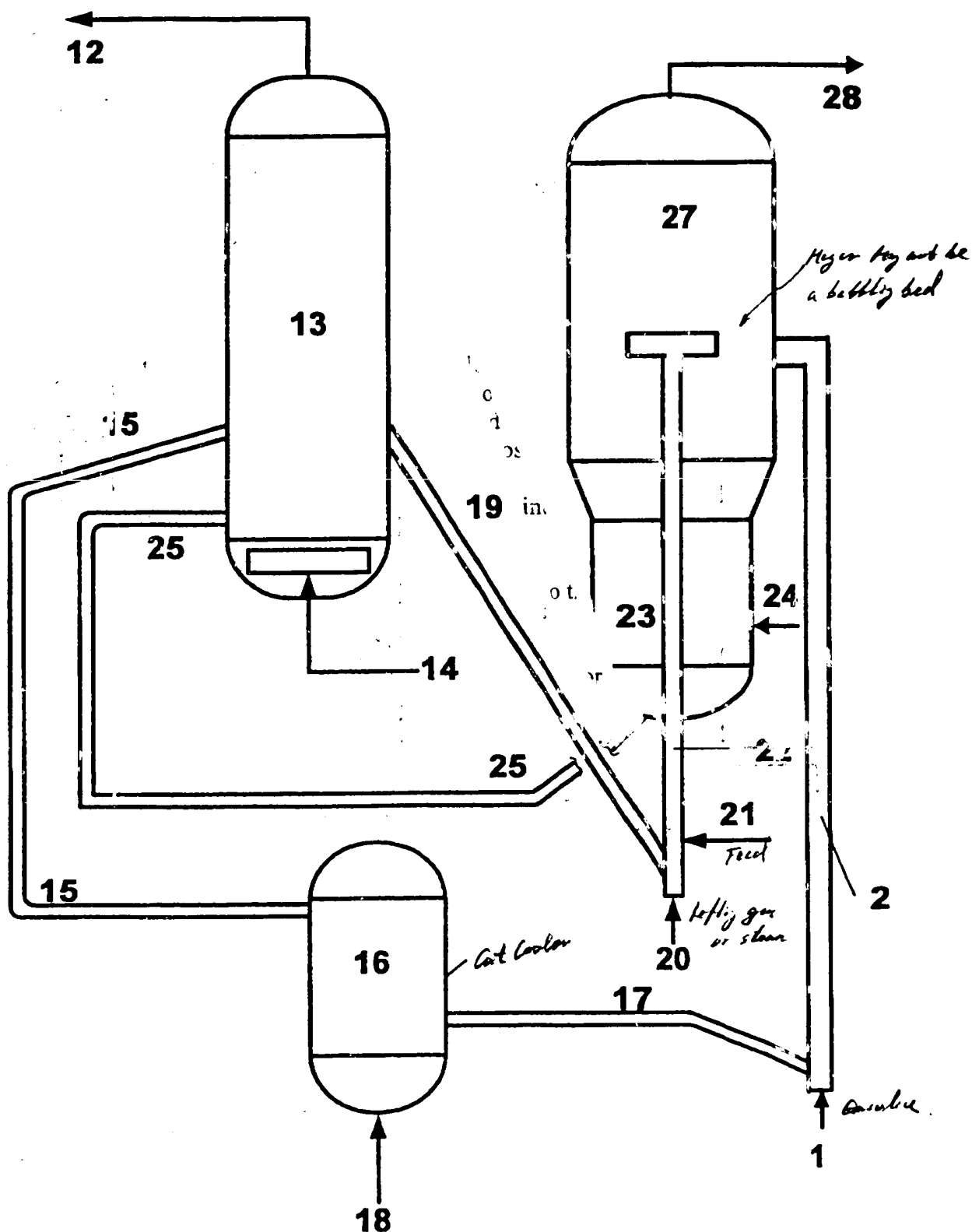


Fig. 2
2/13
For $\Delta \text{Coke} < 0.1\%$

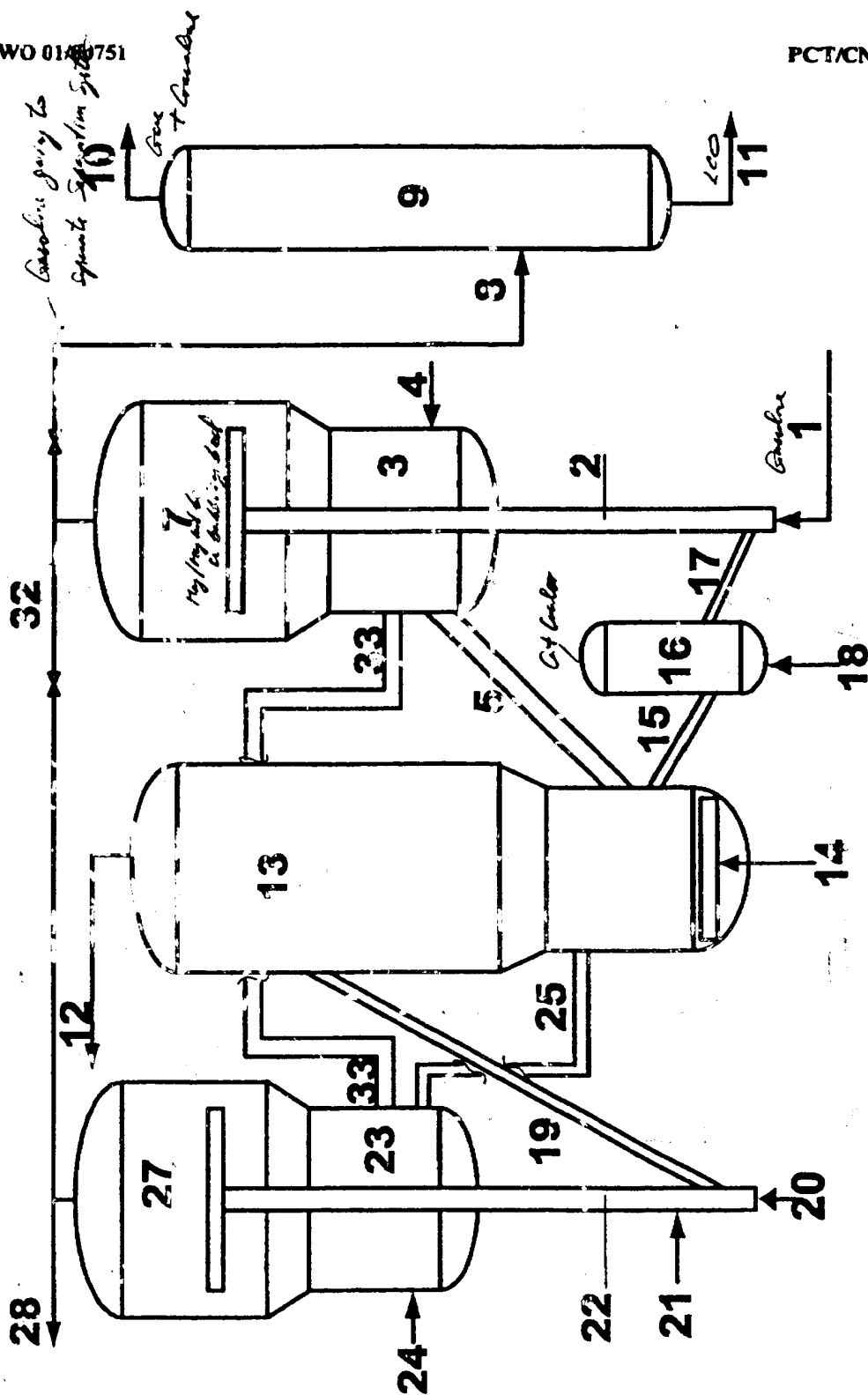


Fig. 3 Gasifier to a River (or without river) Scrubbing Bed
 Reactor Approach (For ϕ (Coke) < 0.1 wt%)

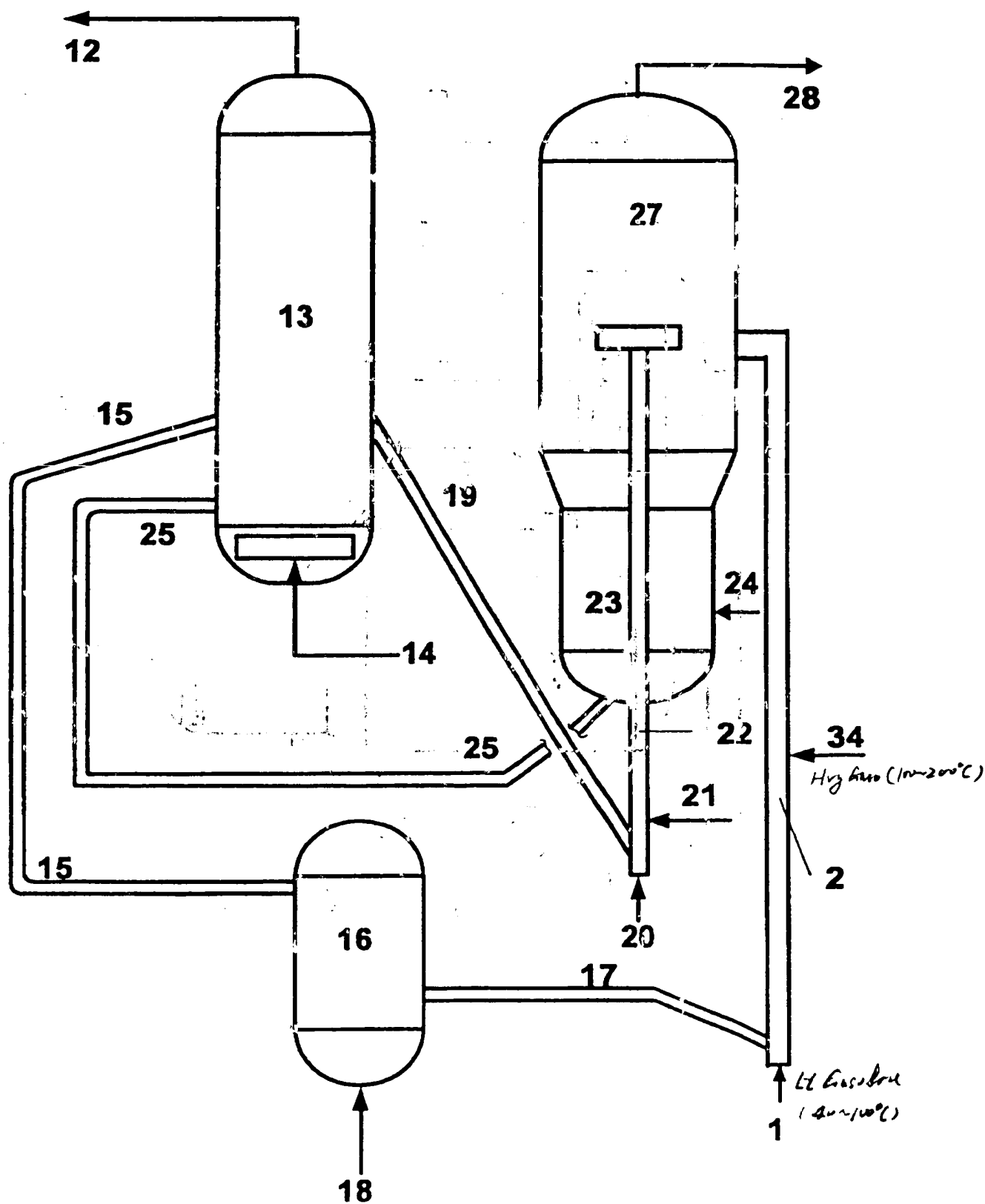


Fig. 4
4/13

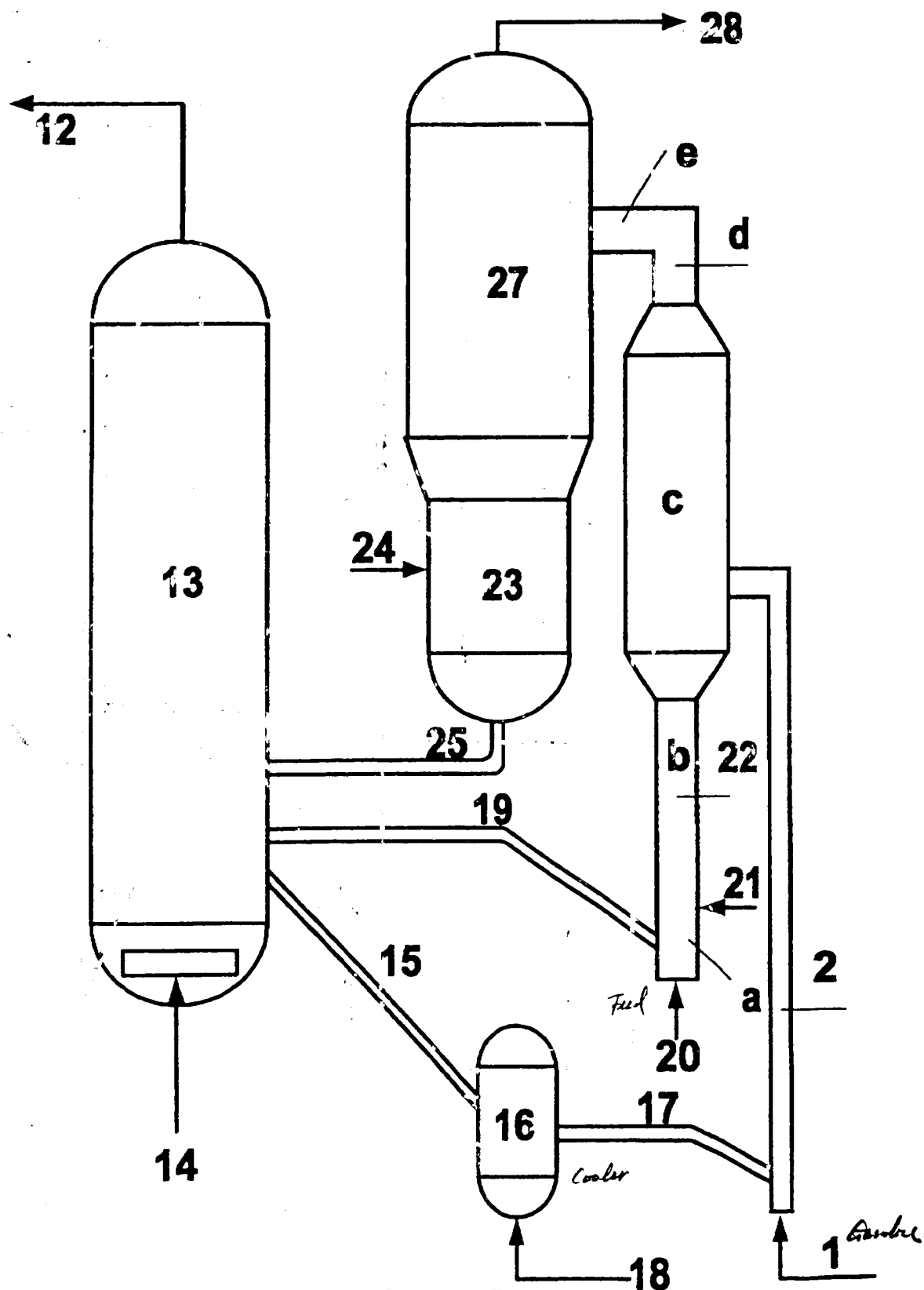


Fig. 5
5/13

2 Reactor Zone Riser Approach
(For $\alpha(\text{Coke}) < 0.1\%$)

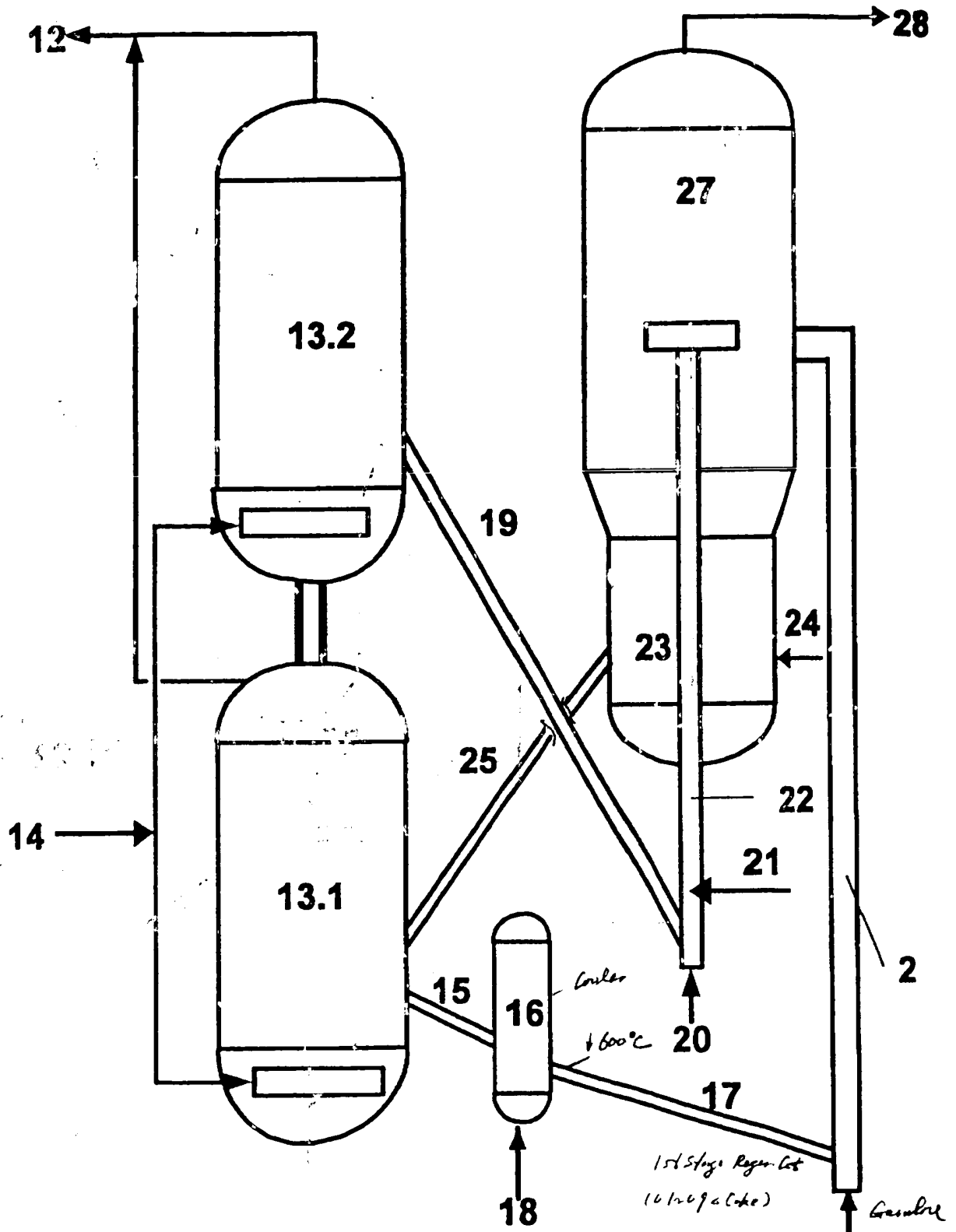


Fig. 6 For 4.1-4.2 4.3-4.4 4.5-4.6

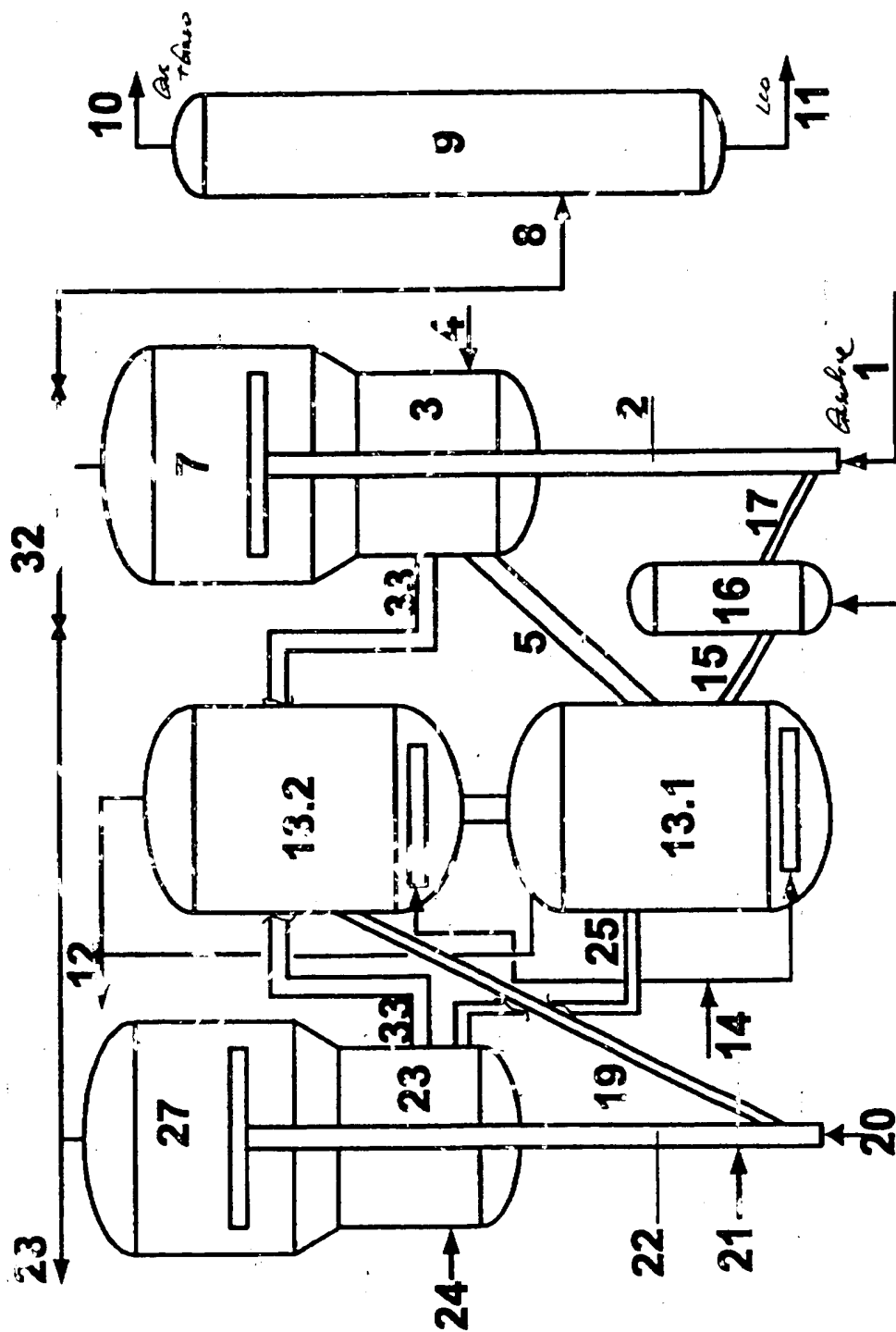


Fig. 7
Separate delivery/flow for gasoline feed
(0/100 g/cake)

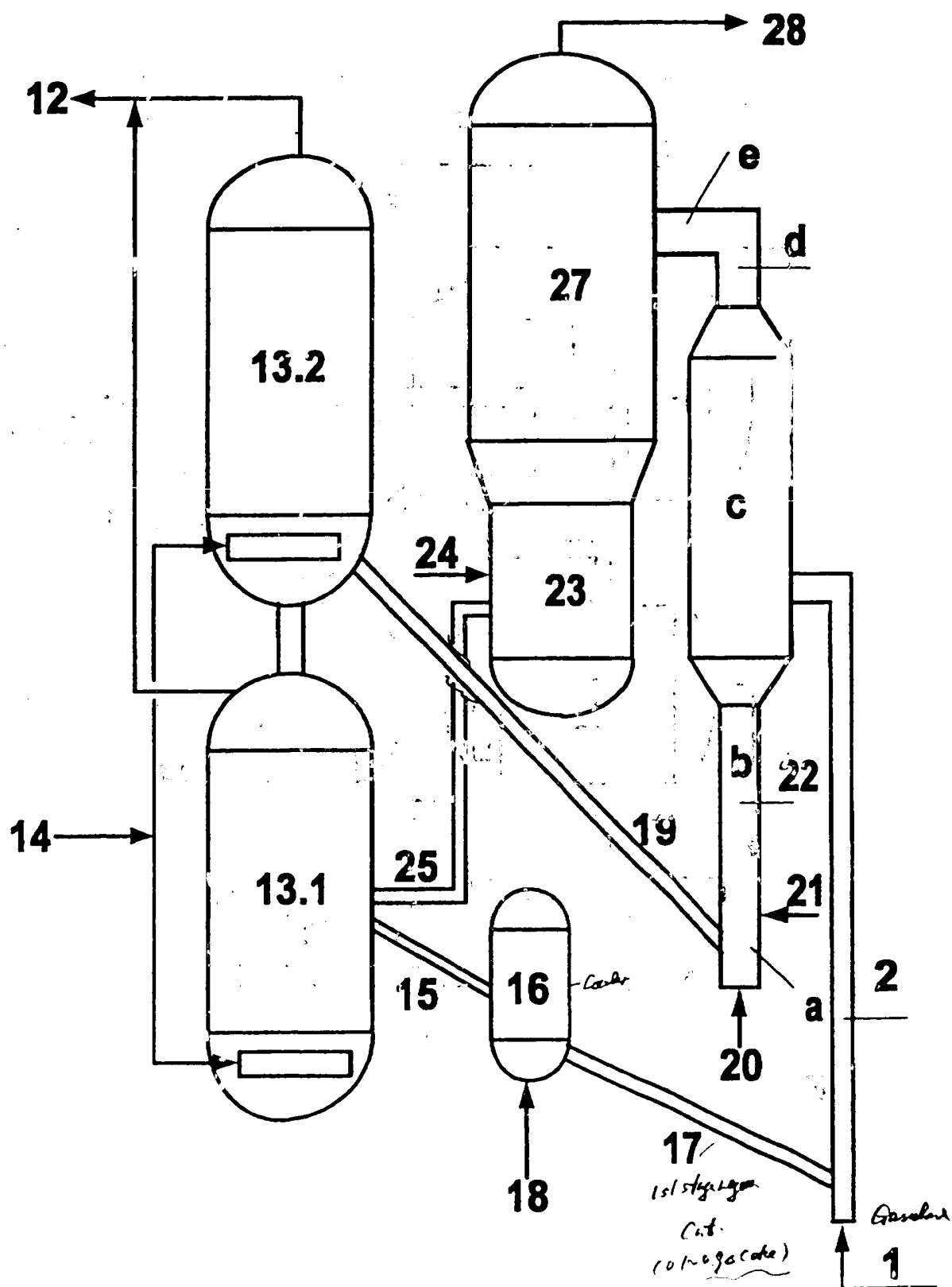


Fig. 8

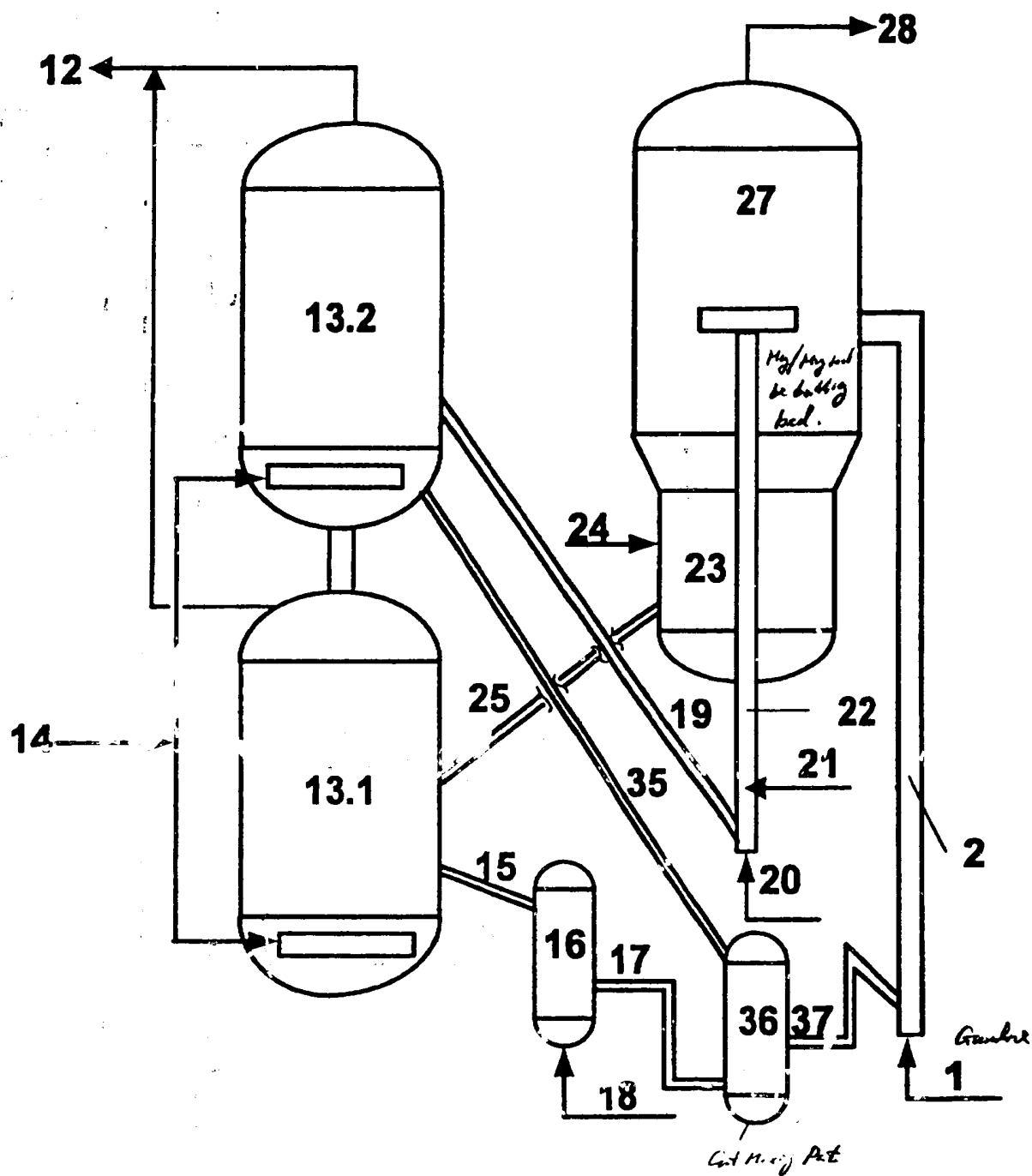


Fig. 9 *Sketch of v. 1 ~ 09*

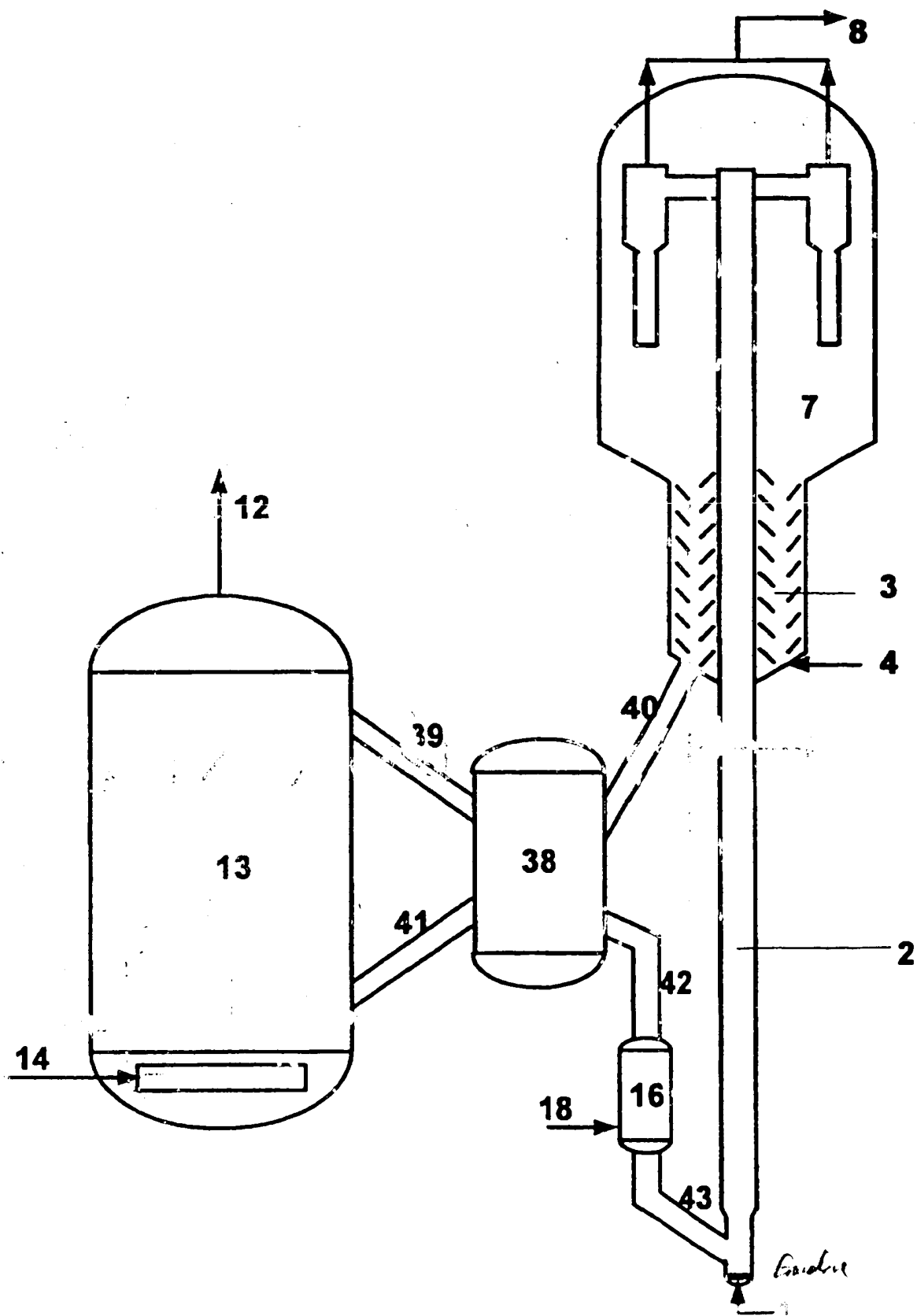


Fig. 10
10/13

Second Air Gasifier Rx
(For 0.1 - 0.9 Cokes)

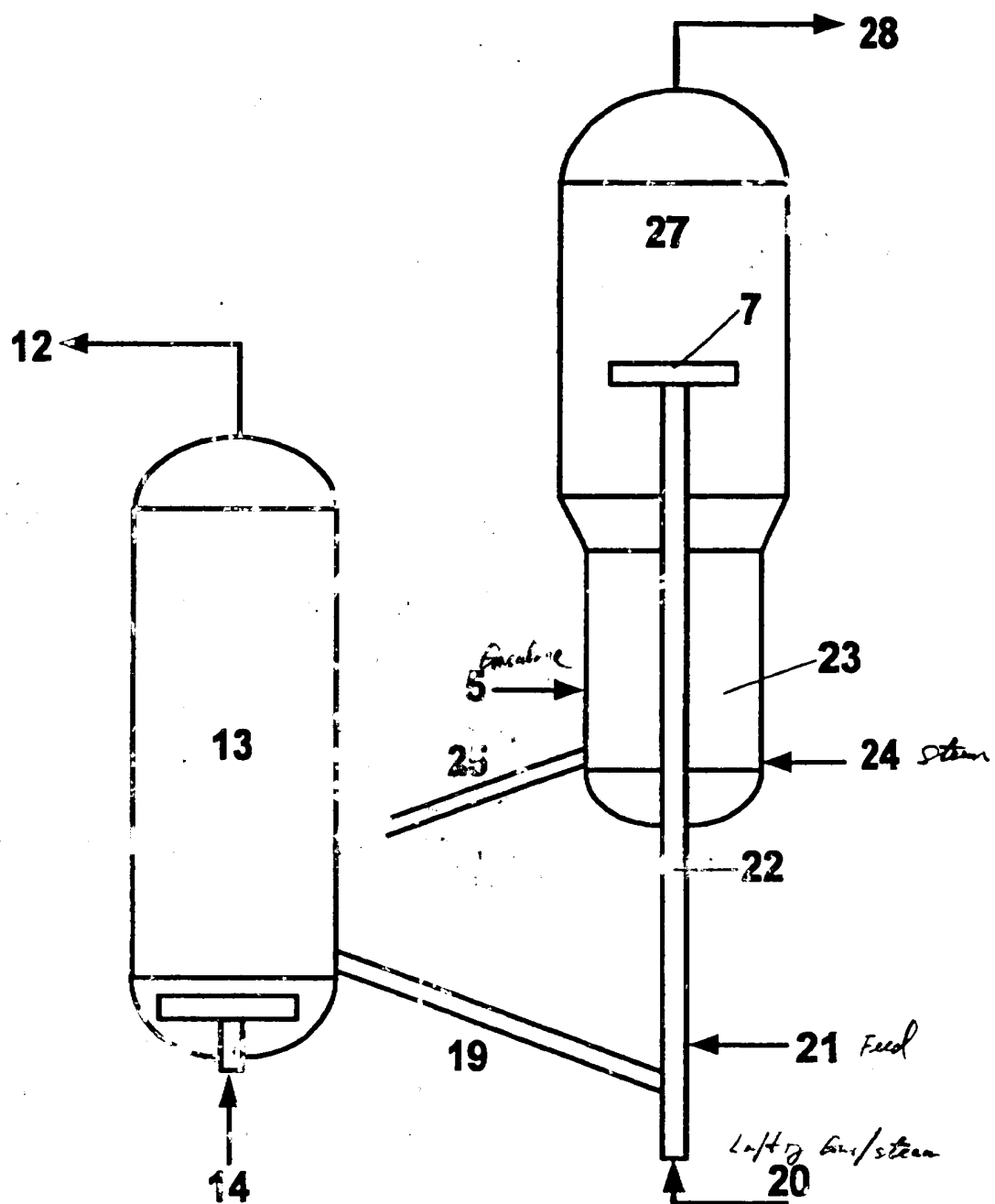
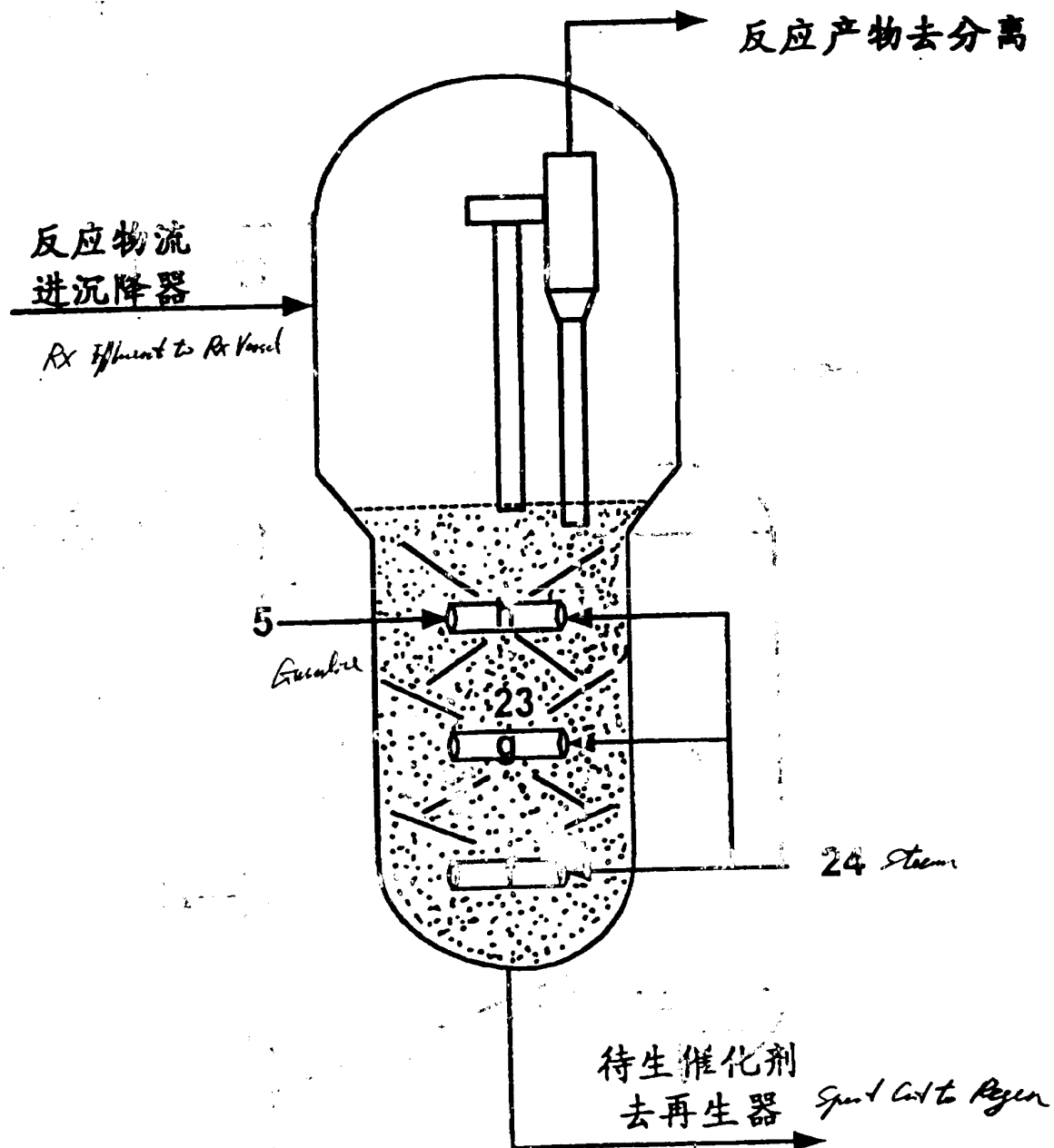


Fig. 11 *For 0.8 ~ 2.0 t Coke Case*



Details for Fig 11 stripper (1)

Fig. 12 Normal Stripper. scale ~ 0.5m.

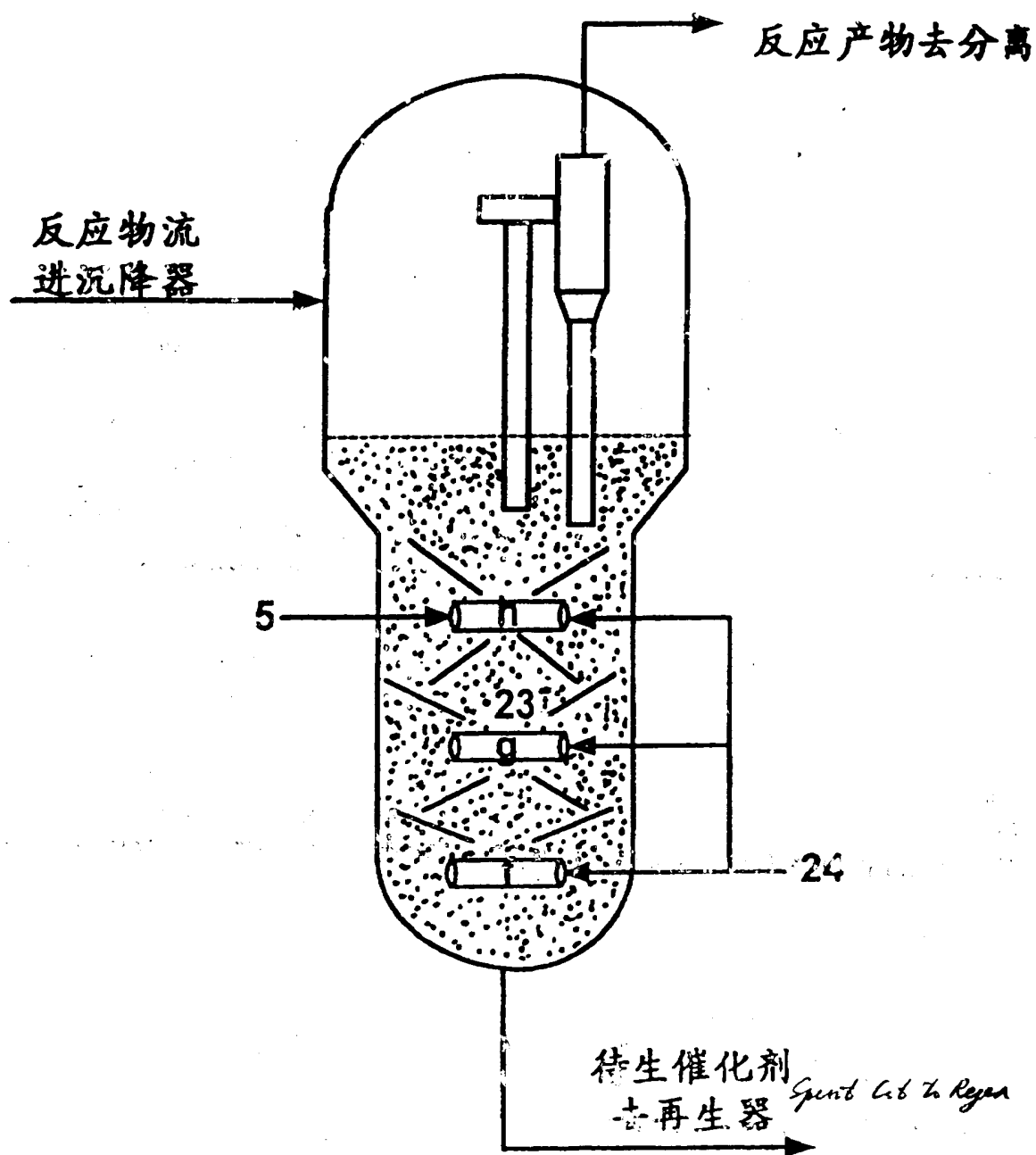


Fig. 13 Stripper with Bubbling Bed
 Reactor
 0.9~20 s Coke